



AVALIAÇÃO DA EXTRAÇÃO DO ÓLEO DE ABACATE UTILIZANDO ETANOL COMO SOLVENTE

Alessandra Silva da Rocha
Mariana Monteiro Maia

Projeto Final

Orientadoras

Sílvia Maria Cruzeiro da Silva, D. Sc.
Suely Pereira Freitas, D. Sc.

Março de 2007

AVALIAÇÃO DA EXTRAÇÃO DO ÓLEO DE ABACATE UTILIZANDO ETANOL COMO SOLVENTE

Alessandra Silva da Rocha

Mariana Monteiro Maia

Projeto Final submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Andréa Medeiros Salgado, D.Sc.

Elioni Maria de A. Nicolaiewsky, D.Sc

Márcio Nele de Souza, D.Sc.

Orientado por:

Sílvia Maria Cruzeiro da Silva, D. Sc.

Suely Pereira Freitas, D. Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Março de 2007

Rocha, Alessandra Silva da. Maia, Mariana Monteiro.

Avaliação da extração do óleo de abacate utilizando etanol como solvente/
Alessandra Silva da Rocha e Mariana Monteiro Maia. xi, 59 p.; il.

Projeto Final – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2007.

Orientadores: Sílvia Maria Cruzeiro da Silva e Suely Pereira Freitas.

1. Abacate. 2. Extração. 3. Etanol. 4. Equilíbrio de Fases - Projeto Final (Graduação – UFRJ/ EQ). 5. Sílvia Maria Cruzeiro da Silva e Suely Pereira Freitas. I. Título.

AGRADECIMENTOS

A nossas orientadoras, Sílvia Maria Cruzeiro da Silva e Suely Pereira Freitas, pela atenção, dedicação, suporte, compreensão, sapiência e paciência ao longo do desenvolvimento deste trabalho.

Aos nossos amados pais e familiares pelo apoio, incentivo e carinho em todos os momentos. A eles dedicamos mais esta conquista.

A Professora Verônica Maria de Araújo Calado pela boa vontade ao ceder a estufa de seu laboratório para realização dos procedimentos experimentais.

A Professora Elioni Maria de A. Nicolaiewsky pela presteza ao disponibilizar as dependências e equipamentos de seu laboratório para realização dos procedimentos experimentais.

A funcionária Maria Edite do Carmo pela colaboração ao permitir e facilitar o nosso acesso aos laboratórios durante os procedimentos experimentais.

Aos nossos chefes que foram compreensíveis para que pudéssemos concluir este trabalho em tempo hábil.

Resumo do Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para conclusão do curso de Engenharia Química.

AVALIAÇÃO DA EXTRAÇÃO DO ÓLEO DE ABACATE UTILIZANDO ETANOL COMO SOLVENTE

Alessandra Silva da Rocha

Mariana Monteiro Maia

Março, 2007

Orientadoras: Profa. Sílvia Maria Cruzeiro da Silva, D. Sc.

Profa. Suely Pereira Freitas, D. Sc.

O objetivo deste trabalho foi avaliar o processo de extração do óleo de abacate, utilizando etanol 98% como solvente, pela determinação experimental dos dados de equilíbrio. Este estudo foi conduzido a uma temperatura de 65°C com duas variedades de abacate. A partir dos dados experimentais, determinou-se o número de estágios teóricos e a razão mínima de solvente, necessária para a obtenção da concentração máxima de óleo na micela.

O etanol foi selecionado por apresentar as seguintes características: tecnologia nacional já consolidada para produção em grande escala; poder de solvência próximo ao do solvente tradicional (hexano); ser proveniente de fonte renovável (cana-de-açúcar); ser um solvente “limpo”, considerado menos tóxico para o meio ambiente.

Para a obtenção dos dados de equilíbrio foram determinados, para as duas variedades de abacate, o teor de soluto na polpa, o teor de soluto no óleo e a melhor razão de solvente/carga. Pode-se concluir, a partir dos resultados obtidos, que são necessários um e dois estágios, respectivamente, para as variedades brasileira e mexicana.

ÍNDICE

1. Introdução	1
2. Abacate	5
2.1. Histórico do Abacate.....	5
2.1.1. Origem.....	5
2.1.2. Importância Econômica	5
2.2. O Abacateiro.....	6
2.2.1. Solo e Clima	6
2.2.2. Polinização	7
2.2.3. Propagação, Espaçamento e Coveamento	7
2.2.4. Plantio.....	7
2.2.5. Tratos Culturais e Adubação	8
2.2.6. Segurança e Qualidade	8
2.3. Óleo de Abacate	9
2.3.1. Características Químicas do Óleo de Abacate	9
2.3.2. Refinação do Óleo Bruto.....	11
2.3.3. Utilização e Aplicação do Óleo de Abacate	12
2.3.4. Subprodutos da Extração do Óleo	13
3. Processos de Extração de Óleos Vegetais	15
3.1. Introdução.....	15
3.2. Processos de Extração a partir da Polpa Fresca.....	15
3.2.1. Centrifugação	15
3.2.2. Prensagem	17
3.2.2.1. Prensagem Hidráulica (Processo Simplificado)	18
3.2.2.2. Prensagem Contínua (Processo Simplificado)	19
3.3. Processos Convencionais	19
3.3.1. Extração de Óleo por Solvente	20
3.3.1.1. Extratores mais Utilizados na Indústria.....	21
3.3.1.1.1. Extratores por Percolação	21
3.3.1.1.1.1. Extrator Rotativo	22

3.3.1.1.1.2. Extrator de Cestos	22
3.3.1.1.1.3. Extrator de Correias Perfuradas	22
3.3.1.1.1.4. Extrator Tipo Filtro	23
3.3.1.1.2. Extratores por Imersão	23
3.3.1.2. Etapas do Processo de Extração com Solvente	23
3.3.1.2.1. Tratamento	24
3.3.1.2.1.1. Limpeza e Separação	24
3.3.1.2.1.2. Secagem.....	24
3.3.1.2.2. Extração do Óleo	24
3.3.1.2.3. Recuperação do Solvente da Micela	25
3.3.1.2.4. Remoção do Solvente dos Sólidos	25
3.4. Métodos Não Convencionais	25
3.4.1. Extração Enzimática Aquosa	25
3.4.1.1. Vantagens da Aplicação de Enzimas na Extração do Óleo de Abacate	27
3.4.1. Extração Supercrítica com CO ₂	27
4. Fundamentos Teóricos	29
4.1. Introdução.....	29
4.2. Extração Sólido-líquido e Fatores que Influenciam na sua Efetividade	29
4.2.1. Componentes Envolvidos na Extração	29
4.2.1.1. Solventes em geral	29
4.2.1.2. Matéria Prima	30
4.2.1.3. Espécie, Micela e suas Características	30
4.2.2. Porosidade.....	31
4.3. Métodos de Estágios Ideais.....	31
5. Materiais e Métodos.....	34
5.1. Introdução.....	34
5.2. Matérias Primas.....	34
5.3. Procedimento Experimental.....	35
5.3.1. Extração do óleo.....	35
5.3.2. Secagem da Polpa	38

5.3.3. Determinação do Teor de Água Remanescente	38
5.3.4. Determinação do teor de óleo nas amostras	38
5.3.5. Determinação das condições de equilíbrio do processo de extração sólido-líquido	38
6. Resultados	40
6.1. Introdução.....	40
6.2. Teor de Água.....	40
6.3. Teor de Óleo.....	41
6.4. Efeito da Razão Solvente/Carga no Rendimento da Extração	41
6.5. Curva de Equilíbrio para Sistema Polpa de Abacate – Etanol.....	43
6.6. Determinação do Número de Estágios Teóricos do Extrator Polpa de abacate - Etanol	44
6.6.1. Curva $(X_A, Y_A) \times (X_S, Y_S)$	44
7. Um breve estudo de mercado	50
7.1. Introdução.....	50
7.2. Etanol	50
7.2.1. A Oferta Mundial de Etanol.....	50
7.2.2. Custos de Produção e Competitividade do Etanol no Mundo.....	51
7.3. Abacate	53
7.3.1. Cenário Internacional e Nacional.....	53
8. Conclusões e Sugestões.....	55
9. Referências	57

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1: Fluxograma de refinação do óleo bruto	11
Figura 2.2: Esquema integrado do aproveitamento e transformação do fruto de abacate, segundo HAENDLER.....	13
Figura 3.1: Fluxograma de extração por centrifugação em polpa fresca.....	15
Figura 3.2: Fluxograma de extração por prensagem em polpa fresca.....	17
Figura 3.3: Fluxograma do processo de extração aquosa enzimática do óleo de abacate	26
Figura 4.1: Extração contínua por fluxos contracorrente de i estágios teóricos.....	32
Figura 5.1: Abacate de origem Mexicana (Hass).....	34
Figura 5.2: Abacate de origem Brasileira (Margarida)	34
Figura 5.3: Balança analítica utilizada no procedimento experimental	35
Figura 5.4: Balança semi-analítica utilizada no procedimento experimental	36
Figura 5.5: Erlenmeyers com polpa e solvente durante o processo de extração em banho de água (“shaker”)	36
Figura 5.6: Erlenmeyers com micela em estufa para evaporação de solvente.....	36
Figura 5.7: Fluxograma da extração do óleo de abacate.....	37
Figura 6.1:Rendimento do processo de extração do óleo com etanol a partir do abacate brasileiro	42
Figura 6.2: Rendimento do processo de extração do óleo com etanol a partir do abacate mexicano.....	43
Figura 6.3: Curva de equilíbrio do sistema polpa de abacate - etanol para o abacate brasileiro	43
Figura 6.4: Curva de equilíbrio do sistema polpa de abacate - etanol para o abacate mexicano	44
Figura 6.5: Cálculo do número de estágios teóricos para o abacate brasileiro, a partir da curva $(X_A, Y_A) \times (X_S, Y_S)$	47
Figura 6.6: Cálculo do número de estágios teóricos para o abacate mexicano, a partir da curva $(X_A, Y_A) \times (X_S, Y_S)$	48
Figura 7.1: Percentual da produção mundial de etanol – 2005	50
Figura 7.2: Produção mundial e regional de etanol – 1975-2003 (milhões de litros por ano).	51

Figura 7.3: Custos de produção de etanol em alguns países, a partir de diferentes
matérias-primas – 2005.....52

Índice de Tabelas

Tabela 2.1: Composição do óleo abacate	10
Tabela 2.2: Características físico-químicas do óleo abacate.....	10
Tabela 2.3: Composição química dos componentes da casca e caroço do fruto comparada a de uma polpa extraída com hexano.....	14
Tabela 5.1: Planejamento experimental para determinação das condições de equilíbrio do processo de extração sólido-líquido	39
Tabela 6.1: Determinação do teor de água na polpa <i>in natura</i>	40
Tabela 6.2: Determinação do teor de água residual na polpa dos abacates	40
Tabela 6.3: Determinação do teor de óleo nas amostras parcialmente desidratadas	41
Tabela 6.4: Balanço de massa do processo de extração do óleo com etanol para o abacate brasileiro	45
Tabela 6.5: Balanço de massa do processo de extração do óleo com etanol para o abacate mexicano.....	45
Tabela 6.6: Valores de X_A , X_S e K para o abacate brasileiro	46
Tabela 6.7: Valores de X_A , X_S e K para o abacate mexicano	46

1. Introdução

Nos últimos anos, o crescimento da demanda mundial por óleos vegetais e subprodutos tem sido um fator considerável para o crescimento do cultivo de plantas oleaginosas. Segundo o Departamento de Agricultura dos Estados Unidos – USDA, o aumento da produção mundial de óleos vegetais está em torno de 5,7% ao ano, enquanto que o consumo previsto é da ordem de 3,2% ao ano (CAZIANI, 1995).

Os óleos vegetais são obtidos por meio de métodos convencionais, podendo-se ressaltar o processo misto que consiste na extração por prensagem seguida de extração com solvente orgânico. O hexano é o solvente mais utilizado atualmente, porque apresenta uma eficiência de extração superior a 95%. No entanto, sendo o hexano um derivado do petróleo, fonte não renovável, e altamente nocivo ao meio ambiente, pode-se descartar a possibilidade deste ser um solvente ideal. A fim de superar as dificuldades encontradas com a utilização de solventes altamente tóxicos, existe hoje uma preocupação com o desenvolvimento de processos “limpos” que visam à redução dos riscos ambientais sem comprometer em demasia a eficiência da extração. Estudos têm sido desenvolvidos visando à substituição do hexano por etanol, CO₂ supercrítico ou enzimas (FREITAS *et al.*, 1998).

O hexano é utilizado na extração de óleos e gorduras vegetais ou animais, apresentando as seguintes vantagens: excelente poder de solvência para um grande número de sementes oleaginosas e separação facilitada do óleo ou gordura, simplificando o processo de recuperação do solvente.

Entretanto, o hexano é uma mistura de hidrocarbonetos alifáticos e naftênicos leves, cujo ponto de fulgor médio é de aproximadamente -18°C. A temperaturas superiores ao ponto de fulgor, o líquido libera vapores que podem formar com o ar uma mistura inflamável. Seu manuseio requer cuidados que se aplicam a todos os solventes petroquímicos. Este produto deve ser mantido longe de fontes de ignição, chamas e faíscas. É classificado como um produto que altera o comportamento. Deve-se evitar inalação de seus vapores e um contato prolongado com a pele. Recomenda-se não ultrapassar o limite de tolerância (LT) de 50ppm (PORTAL BR, 2007).

Na última década, a indústria de uma forma geral despertou para a necessidade de ofertar ao mercado produtos menos agressivos e tóxicos. Essa

preocupação deriva fundamentalmente de duas questões absolutamente relevantes: a proteção do homem e do meio ambiente. Isso abre caminho para que a energia limpa e renovável de fontes como a biomassa da cana-de-açúcar e outros vegetais se transforme em um dos principais energéticos do século XXI.

O diferencial ambiental, as razões econômicas (economia de divisas) e sociais (geração de empregos) inspiraram a utilização do álcool no Brasil, mas sua sustentabilidade também se baseia na contribuição para a melhoria do meio ambiente: como combustível mais limpo, o álcool tornou-se grande aliado na luta contra a degradação ambiental. O maior diferencial ambiental do álcool está na origem renovável. É extraído da biomassa da cana-de-açúcar, com reconhecido potencial para seqüestrar carbono da atmosfera, o que lhe confere grande importância no combate global ao efeito estufa (PORTAL UNICA, 2007).

O uso do álcool etílico na extração de óleos vegetais pode ser considerado uma alternativa de interesse para os países em desenvolvimento, já que a produção local de hexano não atende à demanda.

Os principais problemas a serem considerados com relação à extração com etanol são (RITTNER, 1983):

- Baixa solubilidade de óleos vegetais em álcool etílico;
- Grande variação da solubilidade com a temperatura;
- O alto calor de vaporização do álcool etílico (cerca de 210 Kcal/Kg), substancialmente mais alto do que do hexano (90 Kcal/Kg) que poderia levar a um equilíbrio desfavorável de energia, principalmente quando há uma retenção de líquido na torta;
- Necessidade de altas proporções de solvente/substrato (2:1 – 4:1) com uma conseqüente produção de micelas diluídas, que requerem baixas temperaturas (de 4 a 10°C) para se atingir uma separação adequada entre micelas pobres (1,5 – 3,0% de óleo) e micelas ricas (90 – 95% de óleo).

Parte de todos os problemas mencionados para a extração de óleos vegetais com o álcool pode ser contornada pelo uso de uma tecnologia adequada, ligeiramente diferente da extração com hexano. A adoção da engenharia apropriada pode possibilitar o uso do álcool como solvente com algumas pequenas

modificações nas indústrias convencionais, com vantagens no consumo de energia, qualidade do produto e custos operacionais (RITTNER, 1983).

De acordo com RITTNER (1983), quando o Brasil aumentou consideravelmente sua produção de álcool etílico para o uso automotivo, o uso de álcool em substituição ao hexano na extração de óleo de soja foi considerado de grande interesse por parte das indústrias do setor. Naquela época, o consumo de hexano no Brasil era de 40.000 m³ por ano, o que representava cerca de 5 litros por tonelada métrica de soja processada (cerca de 8 milhões de toneladas). Além disso, havia uma grande diferença entre os preços do álcool e do hexano, em torno de US\$ 0,80 por litro, o que representava uma economia de US\$ 32.000.000,00 ou US\$ 4,00 por tonelada de soja. Apesar das atraentes perspectivas, a extração de óleo com álcool no Brasil não se concretizou por razões políticas.

A produção agrícola de óleos vegetais e de cana-de-açúcar é mais do que uma alternativa energética, constitui a base para um modelo de desenvolvimento tecnológico e industrial autônomo e auto-sustentado, baseado em dados concretos da realidade nacional e na integração do homem a uma realidade econômica em harmonia com o meio ambiente.

O abacate é considerado uma das frutas tropicais mais valiosas, o abacateiro é cultivado na maioria das regiões tropicais e subtropicais, principalmente no México, América Central, partes da América do Sul, nas Índias Ocidentais, África do Sul, Israel e no Havaí; e em menor expressão, na Índia, República Malgache, Reunião, Madeira, Samoa, Taiti, Argélia, Austrália, EUA (Flórida e Califórnia), entre outros (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

A América é o local de origem do abacate e é responsável por 94% da produção mundial dessa fruta. A produção brasileira de abacate é da ordem de 500 milhões de frutos por ano o que coloca o Brasil como quarto maior produtor mundial, sendo superado apenas pelo México e República Dominicana.

O abacate é considerado pelos produtores um fruto de fácil comercialização. A produtividade média no Brasil é cerca de 100 kg/pé e a renda bruta por hectare pode alcançar cerca de R\$30 mil.

O abacate é consumido como alimento sob diversas formas no Norte da América do Sul, América Central e México, tais como, purê, saladas, temperado com sal, pimenta, vinagre e outros condimentos, além de outros pratos, nas diversas

refeições do dia (KOLLER, 1984). Além do seu valor na alimentação, o abacate tem sido aproveitado para várias outras aplicações: da polpa obtêm-se óleos comerciais; da semente produz-se uma tinta castanho-arroxeadada; as flores odoríferas fazem do abacateiro uma planta melífera, e outras partes da planta, tais como folhas, caroços, casca dos frutos e casca do tronco, têm sido utilizadas pela medicina popular (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

De acordo com o exposto, o objetivo deste trabalho foi avaliar a extração do óleo de abacate, em duas variedades distintas, utilizando etanol como solvente, para a obtenção experimental dos dados de equilíbrio e, a partir destes, o cálculo do número de estágios teóricos necessários a essa separação.

2. Abacate

2.1. Histórico do Abacate

2.1.1. Origem

O abacate é uma planta frutífera originária do continente americano. As primeiras referências sobre ele foram feitas por navegadores, ainda nos primeiros anos do descobrimento da América, entre 1526 e 1554, em relatos descrevendo plantas encontradas na antiga cidade do México e no local onde hoje é a Colômbia. Nesses relatos, os abacates receberam várias denominações, como nahuatl e ahucatl, provavelmente de origem indígena. Pesquisas arqueológicas indicam que o abacateiro era explorado na região há mais de 10 mil anos (KOLLER, 1984).

Difundiou-se por todo o continente americano, sendo a sua presença citada na Jamaica em 1657, com o nome de “avocado”, termo usado nos países de língua inglesa. Nos países de língua espanhola, ficou conhecido como “aguacate”, embora seja conhecido como “palta” em alguns países como Chile, Argentina, Peru e Equador. Na Europa, foi citado pela primeira vez em 1601, tendo se expandido para outros continentes, posteriormente. Relata-se que no Brasil, o abacateiro foi introduzido em 1809, vindo da Guiana Francesa. Antes disso, nos séculos XVI e XVII, a sua presença é incerta e discutível (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

2.1.2. Importância Econômica

A importância econômica do abacate se deve às suas propriedades organolépticas, energéticas, nutritivas e à sua riqueza em óleo. Comparando-se a composição média da polpa do abacate com aquela de outras frutas, constata-se que o abacate apresenta um extrato seco elevado, rivalizando-se ao da oliva em quantidade de óleo.

Com exceção da banana, o abacate tem 4 vezes mais valor nutritivo do que qualquer outra fruta. É a fruta que possui maior quantidade de proteína (1 a 3% de acordo com informações do Instituto Agrônomo de Campinas – IAC) e é rico em

vitaminas C e E, ácido fólico e potássio. Contém também boa quantidade de ferro, magnésio e vitamina B6, além de beta-sistotinol (que pode ajudar a baixar o colesterol do sangue) e glutathione, um excelente antioxidante. Possui alta taxa de gordura (quantidade variável 5 a 35% de óleo na polpa), na maioria ácidos graxos insaturados (60 a 84%, de acordo com informações do IAC), tornando-o muito rico em calorias, o que fez com que os especialistas em dietas abolissem o consumo dessa fruta. No entanto, a maior parte da gordura no abacate é a monoinsaturada, ou seja, a gordura saudável (RUNNER BRASIL, 2007).

2.2. O Abacateiro

O abacateiro é uma espécie da família *Lauraceae*, de nome científico *Persea americana Mill.* É uma árvore de grande porte, de crescimento rápido, ultrapassando os 30 metros de altura, nativa da América Central e México. Possui folhas coriáceas e lustrosas, flores pequenas e esbranquiçadas, e frutos grandes, de casca verde-escuro e polpa cremosa, adocicada, gordurosa, de cor verde-clara, com uma única semente grande. Essa planta prefere solos férteis e úmidos, e clima ameno a quente. Uma árvore adulta pode produzir mais de uma centena de abacates em uma estação. Os frutos, apesar de nutritivos para os humanos, podem ser tóxicos a alguns animais (SABER WEB, 2007).

2.2.1. Solo e Clima

O abacateiro desenvolve-se melhor em solos, leves, profundos e bem drenados, ligeiramente ácidos. As melhores condições climáticas são encontradas em regiões com chuvas em torno de 1200 mm anuais, razoavelmente distribuídas, e que não sejam sujeitas a ventos fortes e frios. A temperatura média preferida oscila em torno de 20°C, a mínima não deve ser inferior a 6°C. As variedades do abacateiro dividem-se, de acordo com suas características, nos grupos A e B, que variam entre si em função do método de polinização.

Dentro dessa divisão, as mais recomendadas são: pollock (B), simonds (A), fortuna (A) e quintal (B). Para que o abacateiro tenha um bom desenvolvimento, é fundamental conhecer as características de cada variedade (TODA FRUTA, 2007).

2.2.2. Polinização

Para obter uma boa polinização, é preciso que no mesmo pomar existam variedades de abacateiro A e B. Nos abacateiros de variedades A, a primeira abertura da flor ocorre de manhã, quando o estigma (parte que recebe o pólen) está aberto, pronto para ser polinizado. Mas as anteras, que contêm os grãos de pólen, só vão abrir-se na tarde do dia seguinte, quando o estigma não tem mais condições de receber o seu pólen. Nos abacateiros do grupo B, a abertura do estigma e da antera tem alternância diferente, complementando as aberturas das flores dos abacateiros do grupo A. Assim, o pólen saído das anteras das flores de um grupo de abacateiros vai para os estigmas das flores do outro grupo e ocorre o que se chama de polinização cruzada. O pólen é levado de uma planta para outra por insetos, principalmente abelhas. Por isso é aconselhável que as plantas polinizadoras não estejam a mais de 15 cm de distância das que devem ser polinizadas, e que haja duas colméias por hectare e plantação de abacateiros. Caso o agricultor queira colher abacates de uma só variedade, é preciso que haja no mínimo 10% de plantas polinizadoras do outro grupo (TODA FRUTA, 2007).

2.2.3. Propagação, Espaçamento e Coveamento

As plantas propagadas por sementes dificilmente darão frutos idênticos aos da matriz. Assim, o melhor método de obter mudas é o de enxertia por garfagem em fenda cheia. No preparo das mudas, utilizam-se sacos de polietileno de 18 x 30 cm. A distância entre as plantas pode variar de 8 x 9 m a 10 x 12 m. As covas devem ter 0,50 x 0,50 x 0,50 m (TODA FRUTA, 2007).

2.2.4. Plantio

Deve ser feito no período das chuvas, deixando-se o colo da planta cerca de 5 cm acima do nível do solo, depois de retirar os sacos plásticos das mudas. É importante interplantar variedades dos grupos A e B que floresçam no mesmo período, para aumentar a fecundação. Plantada a muda, é necessário fazer uma espécie de bacia ao seu redor, com terra retirada na abertura da cova, para permitir

a retenção de água. Aconselha-se ainda colocar sobre essa bacia uma cobertura morta - palha de arroz, ou capim seco, por exemplo - para diminuir a evaporação da água (TODA FRUTA, 2007).

2.2.5. Tratos Culturais e Adubação

No abacateiro normalmente só se faz poda de limpeza. Na fase de formação do pomar recomenda-se o plantio intercalar de culturas anuais ou de leguminosas para adubação verde.

A calagem e a adubação devem ser feitas de acordo com a análise do solo, repetida, pelo menos, a cada quatro anos. Considerando-se um solo com baixos teores de fósforo e de potássio, recomenda-se a seguinte adubação: na cova, 15 a 20 litros de esterco de curral, 500 g de superfosfato simples e 100 g de cloreto de potássio; primeiro ano, 55 g de uréia e 35 g de cloreto de potássio, por planta e por vez, após o pegamento das mudas e no final da estação chuvosa; segundo ano, 65 g de uréia, 220 g de superfosfato simples e 50 g de cloreto de potássio, por planta e por vez, no início e no final do período chuvoso; terceiro ano, 85 g de uréia, 290 g de superfosfato simples e 65 g de cloreto de potássio, por planta e por vez, no início e no final das chuvas; pomares safreiros, 170 g de uréia, 445 g de superfosfato simples e 100 g de cloreto de potássio, por planta e por vez, no início e no final da estação chuvosa (TODA FRUTA, 2007).

2.2.6. Segurança e Qualidade

As pragas e doenças mais freqüentes são as lagartas, a podridão-das-raízes, a verrugose e a antracnose. As lagartas são controladas com calda de fumo ou biofertilizante. A podridão-das-raízes exige um controle preventivo, fazendo-se o plantio em solos leves e bem drenados. Já a verrugose e a antracnose podem ser controladas com pulverizações de oxicloreto de cobre.

O abacateiro começa a produzir no terceiro ano após o plantio, e a produção de uma planta adulta oscila entre 200 a 800 frutos por ano. A variedade margarida, desenvolvida pelo Iapar (Instituto Agrônômico do Paraná), é considerada das mais

lucrativas, porque seus frutos amadurecem tarde e alcançam melhores preços. Plantando-se espécies precoces, de meia-estação e tardias, com polinizadoras que floresçam na mesma época, podem-se colher frutos o ano todo.

O abacate não deve ser empilhado e nem colocado com outras frutas que possuam muito amido, devido precipitar a senescência do fruto, levando ao apodrecimento precoce (TODA FRUTA, 2007).

2.3. Óleo de Abacate

2.3.1. Características Químicas do Óleo de Abacate

A composição dos ácidos graxos do óleo de abacate assemelham-se à composição dos ácidos graxos do óleo de oliva. Entretanto, não é possível o seu consumo sem uma refinação prévia. Trata-se de um óleo que possui uma quantidade apreciável das vitaminas lipossolúveis A, D e E e que apresenta um coeficiente de digestibilidade de 93,8%.

Os principais ácidos graxos componentes dos triglicerídios são os ácidos oléico, palmítico, linoléico, palmitoléico e linolênico. Uma das principais características do óleo de abacate é a de apresentar uma quantidade relativamente elevada de ácido palmitoléico, o qual, em outros tipos de óleos, não é encontrado, ou o é em pequenas quantidades. As quantidades dos diferentes ácidos graxos geralmente encontrados no óleo de abacate estão apresentadas na Tabela 2.1 (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

A proporção dos diferentes ácidos graxos no óleo de abacate de uma mesma variedade é influenciada pelo grau de maturação do fruto, pela localização da cultura, pelo clima dos diferentes anos agrícolas, etc.

As principais características físicas e químicas de um óleo de abacate são apresentadas na Tabela 2.2 (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

Tabela 2.1: Composição do óleo abacate

Ácidos Graxos	Faixa de Variação (%)
Ácido caprílico	Traços
Ácido cáprico	Traços
Ácido láurico	Traços
Ácido mirístico	Traços
Ácido palmítico	15-30
Ácido palmitoléico	5-12
Ácido esteárico	0,3-1,5
Ácido oléico	36-72
Ácido linoléico	6-18
Ácido linolênico	0,2-2,7
Ácido eicosenóico	Traços-0,5

Fonte: Adaptado de TEIXEIRA *et al.*, 1991

Tabela 2.2: Características físico-químicas do óleo abacate

Característica	Níveis
Matéria insaponificável (%)	1-6
Índice de Iodo (Wijs)	75-100
Índice de saponificação	175-190
Índice de refração (25°C)	1,4610-1,4670
Peso específico (25/25°C)	0,9030-0,9230

Fonte: Adaptado de TEIXEIRA *et al.*, 1991

Além da fração glicéridica que contém os ácidos graxos, o óleo de abacate possui, aproximadamente, 0,5% de fosfatídeos e também uma quantidade bastante elevada de matéria insaponificável, em comparação com outros tipos de óleos. A quantidade e a qualidade de matéria insaponificável são variáveis em função da variedade de abacateiro, do processo de extração do óleo e das condições climáticas do local de cultura e do grau de refinação do óleo (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

Os óleos extraídos de frutos colhidos antes da época normal de colheita apresentam, em suas composições, menores quantidades de ácido oléico e teores ligeiramente mais elevados dos ácidos linoléico e linolênico.

Estudos com antioxidantes em óleo de abacate mostraram ser o propil galato o antioxidante mais efetivo na manutenção da sua estabilidade, estocado no escuro a 60°C, porém, a eficiência não é a mesma quando se tem a presença da luz. A formação de peróxidos no óleo de abacate exposto à luz do dia à temperatura ambiente é similar à de óleo de soja, porém, maior que a de óleo de oliva (WERMAN & NEERMAN, 1986).

2.3.2. Refinação do Óleo Bruto

Dependendo da sua utilização, o óleo bruto de abacate deve ser submetido a uma refinação, segundo o fluxograma abaixo (TEIXEIRA *et al.*, 1991):

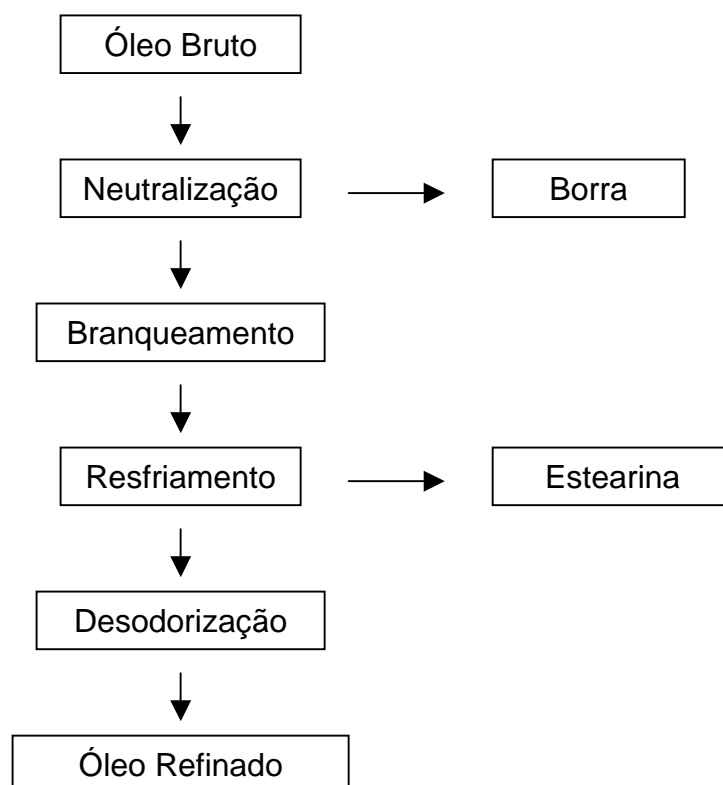


Figura 2.1: Fluxograma de refinação do óleo bruto

Na fase de neutralização, são eliminados os ácidos graxos livres normalmente existentes no óleo bruto, em uma quantidade em torno de 1%, empregando-se como neutralizante uma solução de hidróxido de sódio.

No processo de branqueamento, elimina-se a coloração verde-escura do óleo, que é devida, principalmente, à presença de clorofila, em uma quantidade em torno de 63ppm, por meio de substâncias adsorventes, como carvão ativo e argilas especiais.

Pelo processo de resfriamento, retiram-se os triglicerídeos saturados, que normalmente turvam o óleo, quando ocorre uma queda de temperatura ambiente. Esse processo é importante quando o óleo se destina à alimentação humana, como óleo para salada ou óleo para maionese.

Na desodorização, eliminam-se todas as substâncias de baixo peso molecular, submetendo-se o óleo a alta temperatura, alto vácuo e injeção de vapor de arraste. Essas substâncias voláteis, que normalmente estão presentes nos óleos brutos, são as causadoras de sabores e odores desagradáveis.

O processo de refinação de óleo bruto de abacate pode ser modificado, dependendo da aplicação do óleo, eliminando-se uma ou mais fases de refinação (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

2.3.3. Utilização e Aplicação do Óleo de Abacate

O óleo de Abacate pode ser utilizado para fins alimentícios e é tão competitivo quanto o azeite de oliva, por ser rico em gorduras insaturadas e vitamina E. O aumento da produção mundial poderia permitir o refino de óleo de abacate e utilização para fins comestíveis em maior escala.

O Óleo de Abacate é aplicado principalmente pela indústria farmacêutica e cosmética, mas também tem finalidades alimentícias, na culinária. É usado em cremes para face e mãos, em produtos para a pele, produtos para tratamento de estrias e rugas e é bastante usado em vários tipos de massagens, por ser um óleo que penetra fundo nos tecidos deixando a pele macia e nutrida. Apresenta alta absorção de raios ultravioleta agindo como potente filtro solar (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

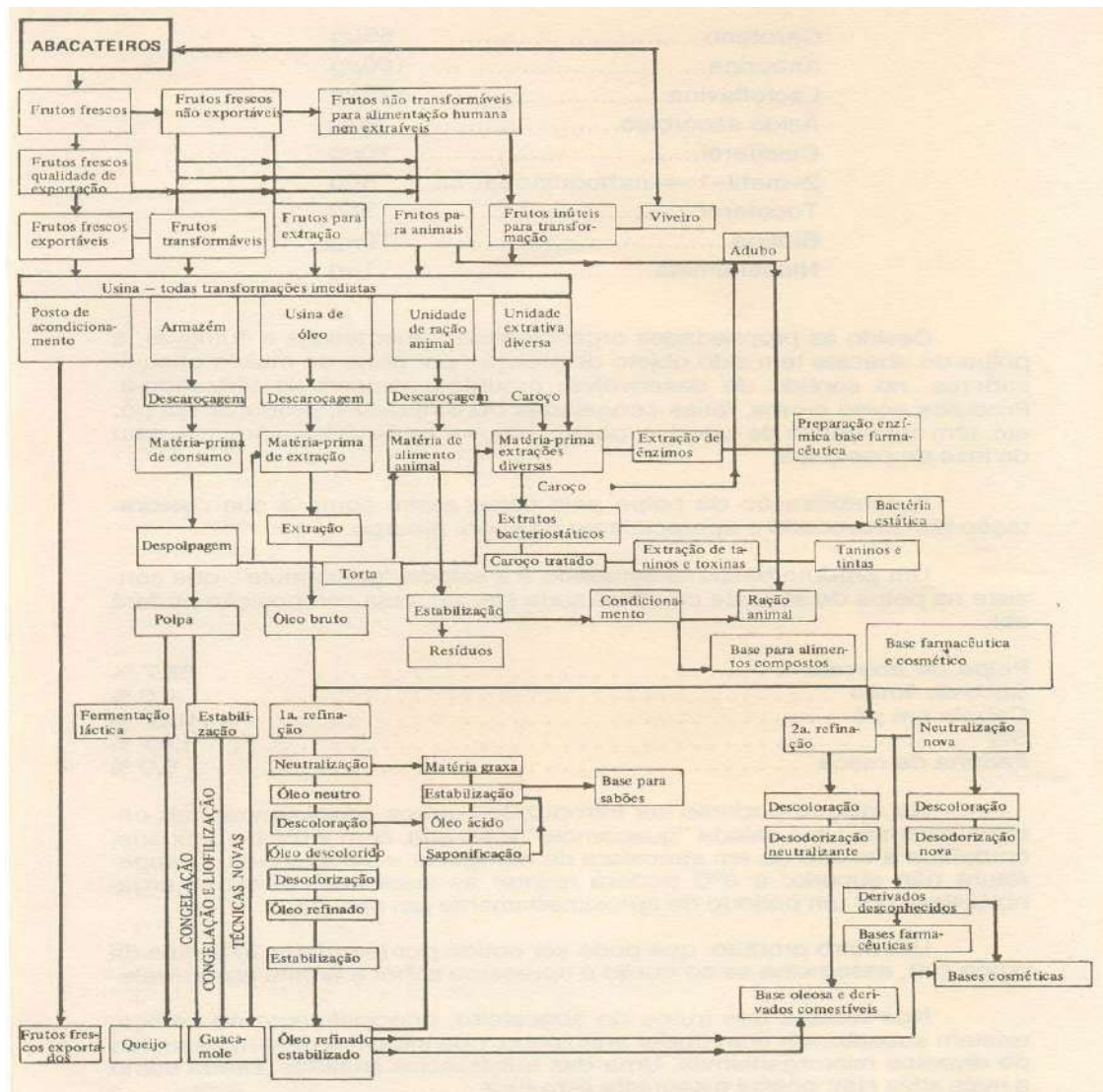


Figura 2.2: Esquema integrado do aproveitamento e transformação do fruto de abacate, segundo HAENDLER (1970)

Fonte: TEIXEIRA *et al.*, 1991

2.3.4. Subprodutos da Extração do Óleo

Os resíduos de uma indústria de extração de óleo da polpa de frutas de abacate são constituídos por torta, caroço e casca.

Os teores de umidade e de matéria graxa são mais elevados na casca do que no caroço, porém, tanto num caso como noutro, os teores de matéria graxa são várias vezes menores que os teores de óleo existentes na polpa. Desse modo, tanto as cascas como os caroços não se prestam para a extração de óleo.

Por isso, as cascas e os caroços devem ser separados da polpa, porque não só iriam reduzir proporcionalmente o teor de óleo da mistura, como aumentar consideravelmente o volume do material a ser trabalhado. A separação desses componentes ainda é importante porque as composições em ácidos graxos dos seus óleos são diferentes dos ácidos existentes no óleo extraído da polpa.

Além de possuírem alguns ácidos graxos de menor número de átomos de carbono do que os comumente encontrados no óleo da polpa, o caroço e a casca possuem uma maior percentagem dos ácidos linoléico e linolênico e menor percentagem de ácido oléico. Essas diferenças são mais pronunciadas nos óleos do caroço do que nos óleos da casca. Desse modo, a mistura do óleo da casca e do caroço ao óleo da polpa, além de alterar a composição, poderá alterar a sua estabilidade.

Verifica-se, da Tabela 2.3 (TEIXEIRA *et al.*, 1991) que a casca, o caroço e a torta, principais resíduos da industrialização do abacate para extração do óleo, são muito pobres em nutrientes. Contudo, alguns estudos recomendam seu uso na elaboração de rações para animais domésticos de grande porte.

Tabela 2.3: Composição química dos componentes da casca e do caroço do fruto comparada a de uma polpa extraída com hexano (*)

Determinações	Casca	Caroço	Polpa extraída com hexano
Umidade (%)	71,0	53,0	8,1
Matéria graxa (%)	5,0	4,0	7,5
Proteína bruta (%)	2,0	2,0	13,0
Fibra bruta (%)	13,0	5,0	16,0
Cinza bruta (%)	2,2	1,6	3,2
Pentose (%)	4,5	1,6	7,1
Açúcares totais (%)	2,3	1,9	15,0
Fosfatos (mg/100g)	155,0	263,0	302,0
Cálcio (mg/ 100g)	1,6	2,0	50,0
Magnésio (mg/ 100g)	43,0	66,0	628,0

Fonte: Adaptado de TEIXEIRA *et al.*, 1991

(*) comparação com polpa extraída com hexano uma vez que não existem dados disponíveis na literatura para o caso de extração com etanol.

3. Processos de Extração de Óleos Vegetais

3.1. Introdução

Neste capítulo serão abordados os métodos de extração de óleo a partir da polpa fresca, o método convencional de extração de óleo por hexano e os métodos de extração enzimática aquosa e supercrítica com CO₂, conhecidos como métodos não convencionais para a extração de óleo.

3.2. Processos de Extração a partir da Polpa Fresca

3.2.1. Centrifugação

Um dos processos que utiliza a polpa fresca para a extração do óleo tem, como equipamentos principais, centrifugas contínuas e segue o fluxograma da Figura 3.1:

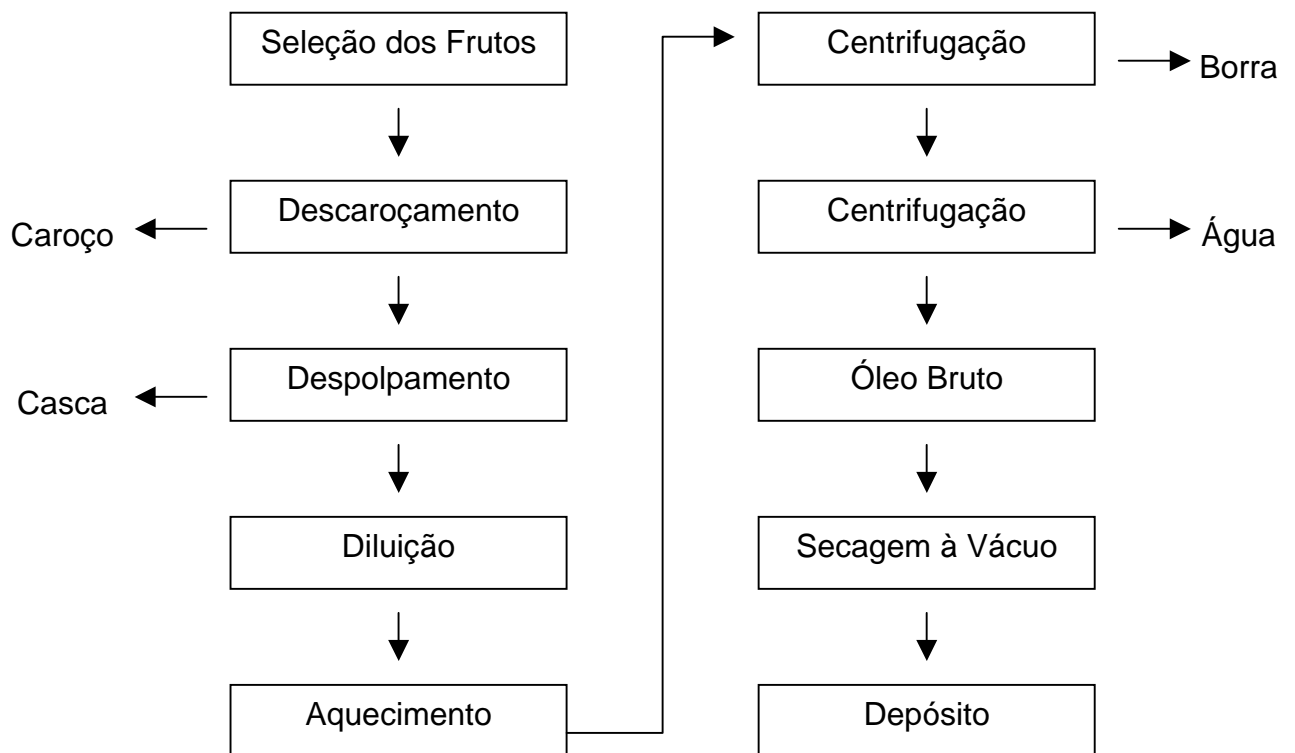


Figura 3.1: Fluxograma de extração por centrifugação em polpa fresca

Fonte: Adaptado de TEIXEIRA *et al.*, 1991

Os frutos a serem utilizados como matéria-prima para extração de óleo devem ser colhidos em seu estado de máximo desenvolvimento, isto é, quando atingem o teor mais elevado de óleo na polpa. Após a colheita, devem ser armazenados à temperatura ambiente até o seu amadurecimento, ou seja, quando os frutos amolecem, cedendo sob leve pressão exercida com o dedo. Como todos os frutos não amadurecem igualmente ao mesmo tempo, a primeira etapa em um processamento industrial para extração de óleo é a seleção dos frutos maduros, ou usar câmara de maturação (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

Os frutos maduros são descaroçados manualmente e, em seguida, a polpa é separada completamente da casca por meio de um despoldador. A polpa desintegrada é depois diluída com água em ebulição, na proporção de aproximadamente quatro partes de água para uma de polpa. A massa diluída, após permanecer durante algum tempo em aquecimento, é encaminhada a uma centrífuga que promove a separação da fase sólida, constituída da polpa ou borra, da fase líquida, formada de água e óleo (matéria graxa). A fase líquida é, em seguida, passada em outra centrífuga, que promove a separação do óleo da água. O óleo bruto é obtido da centrifugação, antes de ser enviado para os depósitos, deve ser previamente submetido à secagem em um secador a vácuo, para eliminação de qualquer resíduo de umidade.

Em lugar de duas centrífugas, pode-se utilizar somente uma, desde que possua as características de separar o óleo da polpa (borra) e da água.

Trata-se de um processo contínuo e muito simples, mas que apresenta a desvantagem de ter um baixo rendimento de extração, além de necessitar de um grande volume de água, que poderá constituir importante fonte de poluição de mananciais, visto sair de centrífuga em estado quente e ainda conter substâncias solúveis e matéria orgânica em suspensão. Ademais, o aproveitamento da polpa extraída torna-se muito dificultado, visto deixar a centrífuga com teor muito alto de água.

O máximo de rendimento obtido com esse processo foi de 74%, operando-se nas seguintes condições (TEIXEIRA *et al.*, 1991):

- Desintegração da polpa moída em moinho de faca rotativo, com adição de água a 90°C, na proporção de 1:4 em peso;

- Aquecimento da mistura até 98°C, durante 60 minutos, em tanques providos de camisas de vapor e agitadores;
- Separação do óleo por centrifugação a 1.800 rpm, em centrífuga de disco do tipo CRPX – Alfa Laval, com três fases, empregando-se discos com diâmetro de 84.5mm e tempo de descarga de 6 minutos.

Os rendimentos obtidos são considerados baixos, havendo necessidade de estudos mais minuciosos do procedimento, para que sejam eliminados alguns fatores que possam estar afetando a eficiência de separação.

O óleo bruto apresenta coloração verde intensa, límpida, odor característico e sabor amargo (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

3.2.2. Prensagem

Um outro processo de extração do óleo da polpa fresca é por prensagem, utilizando-se de um auxiliar de prensagem, que segue o fluxograma da Figura 3.2:

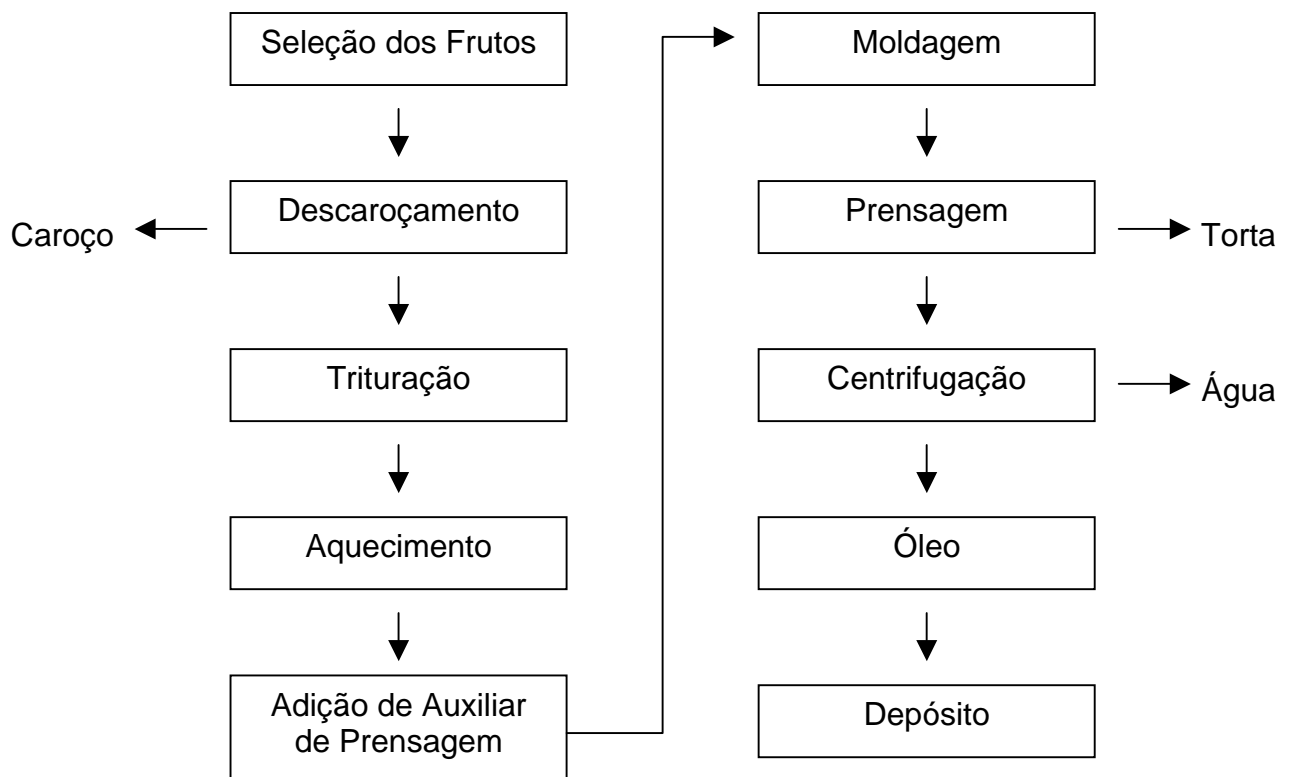


Figura 3.2: Fluxograma de extração por prensagem em polpa fresca

Fonte: Adaptado de TEIXEIRA *et al.*, 1991

Os frutos maduros são descaroçados manualmente e, em seguida, a casca e a polpa são trituradas juntas. A mistura é aquecida entre 75 e 80° C. Para evitar superaquecimento e para haver melhor homogeneização durante o período de aquecimento, deve-se manter a massa em agitação. Nesse período, há uma ligeira desidratação, reduzindo-se o teor de umidade de 5 a 6%. A temperatura não deve ultrapassar 80°C, a fim de se preservar a qualidade do óleo. Na polpa aquecida, adiciona-se uma quantidade de auxiliar de prensagem de cerca de 15% em peso, que pode ser bagaço de cana, casca de amendoim, areia de granulometria média, etc. A polpa e o auxiliar de prensagem, intimamente misturados, são moldados e envolvidos em lonas e submetidos à prensagem hidráulica, utilizando-se de uma pressão mínima de 60kg/cm².

A fase líquida recuperada pela prensagem é centrifugada para separação da água e do óleo. O óleo é secado a vácuo, antes de seguir para o depósito. O rendimento desse processo varia entre 85 e 90%, dependendo do teor da polpa e as condições de processamento.

Esse processo apresenta a principal desvantagem de ser descontínuo, exigindo muita mão-de-obra na preparação da matéria-prima e para a carga e descarga das prensas, porém, tem a vantagem de fornecer um resíduo com teor bastante reduzido de água (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

3.2.2.1. Prensagem Hidráulica (Processo Simplificado)

Neste processo, os frutos maduros são facilmente partidos, usando-se a borda dos tambores cortados pela metade, que servem como recipiente para manuseio da polpa, da massa cozida e da torta.

Na polpa com casca, sem os caroços, adicionam-se aproximadamente 2,5% de auxiliar de prensagem, que pode ser a casca de soja, a casca de amendoim ou qualquer outro material fibroso, para melhorar a consistência da massa e facilitar a prensagem. Após a adição do material fibroso, a massa é desintegrada, fazendo-se passar por um moinho de martelo, sem a peneira. A massa é transferida ao cozedor, munido de misturador, aí permanecendo até atingir a temperatura de 100°C. O tempo de cozimento necessário para evaporar a maior parte da água e atingir a

temperatura desejada é de aproximadamente 3 horas e 3 minutos. O rendimento de extração do óleo da massa cozida fica em torno de 80% (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

3.2.2.2. Prensagem Contínua (Processo Simplificado)

Neste processo os frutos maduros são preparados, retirando-se os caroços e adicionando-se em torno de 2,5% de auxiliar de prensagem na polpa com casca, antes de passar pelo moinho de martelo sem peneira para desintegração e homogeneização. A massa é cozida no tacho cozedor, aquecida com fogo direto, até atingir a temperatura de 110°C ou 115°C, quando é descarregada do cozedor e introduzida uniformemente na prensa contínua.

O rendimento de extração em relação à massa cozida é de cerca de 90%. O óleo bruto obtido por esse processo necessita de uma filtração a fim de eliminar a grande quantidade de partículas sólidas em suspensão, antes de ser estocado.

Embora esses processos sejam bastante simples e o investimento inicial seja relativamente baixo, trata-se de processos de custos elevados em termos de consumo de energia nas operações de cozimento, devido ao alto teor de água na polpa. Consomem-se cerca de 340 quilos de lenha de eucalipto para cada 325 quilos de polpa (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

3.3. Processos Convencionais

A extração de óleo da polpa pode ser realizada por processos convencionais de extração de óleo de sementes oleaginosas, utilizando-se de prensas contínuas e de extratores por solvente, se a polpa for previamente desidratada.

O material seco e moído pode ser extraído depois pelo processo de prensagem contínua ou pelo processo de pré-prensagem e extração com solvente ou ainda por processos que empregam somente solventes.

Empregando-se esses processos de extração, obtêm-se tortas ou farelos com baixo teor de umidade, que se podem conservar por longos períodos e ser utilizados como ingredientes nas formulações de rações balanceadas para animais domésticos (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

3.3.1. Extração de Óleo por Solvente

O solvente mais utilizado é o hexano, cujas vantagens estão citadas no Capítulo 1, este é composto por uma fração de hidrocarbonetos que tem como conteúdo o n-hexano variando entre 45 e 90%. Outros constituintes em proporções significativas são o 2- e 3- etil pentano, o metil ciclopentano e o ciclohexano (BOSS, 2000).

Segundo BATTISTONI e FAVA (1984), o processo de extração do óleo com hexano resulta em gases efluentes para atmosfera contendo grande quantidade de poluentes. Dentre esses poluentes, encontram-se, principalmente, os aldeídos e os ácidos graxos livres. Existem também outros compostos orgânicos que são poluentes, mas estes se apresentam em quantidades reduzidas. Tais emissões podem ser classificadas de acordo com a operação (BOSS, 2000):

- alta à média concentração de emissão – resultante dos processos caracterizados pelas modificações físico-químicas, correspondendo aos aquecedores usados para dessolventização da farinha e os secadores.
- concentração de emissão de baixa à nula – resultante do processo mecânico de limpeza da polpa e produção da farinha.

Os processos modernos, à base de solventes, usualmente consistem da extração por lavagens sucessivas, com hexano, do material oleaginoso previamente raspado, moído ou prensado. O hexano é removido do óleo por enxágüe em evaporadores de filme e por destilação a vácuo (SERRATO, 1981).

O passo seguinte da extração é submeter o óleo ao processo de refino para remover impurezas solúveis e insolúveis no óleo. No refino de óleos vegetais comestíveis, vários componentes menores são removidos com o intuito de melhorar a aparência, o odor, o sabor e a estabilidade do produto.

As etapas de refino são: degomagem, neutralização, branqueamento, desodorização e, às vezes, a hidrogenação.

Diversas substâncias naturais com propriedades antioxidantes são extraídas, especialmente durante a remoção dos fosfolipídios na etapa de degomagem. Nessa etapa, H_3PO_4 e água são adicionados para decompor os sais de fosfolipídios e

torná-los insolúveis em lipídios. As gomas formadas são, então, removidas por centrifugação.

O processo de refino inclui muitas operações: a degomagem; o refino alcalino, que remove ácidos graxos livres, pigmentos e pré-oxidantes metálicos; branqueamento, tratamento do óleo refinado com um agente branqueador que remove mais pigmentos e resíduos; desodorização, destilação a vapor em alto vácuo que elimina os “off-flavors” (BREKKE, 1980).

3.3.1.1. Extratores mais Utilizados na Indústria

O extrator pode ser entendido como o principal equipamento da planta de extração. Ele deve desempenhar as seguintes funções (REZENDE, 1998):

- promover o contato de grandes volumes de sólidos com volumes igualmente grandes de solvente;
- contatar os grandes volumes de sólidos com volumes igualmente grandes de solvente;
- separar, após a extração, os sólidos do solvente de modo a minimizar o arraste de solvente.

Os extratores à base de solventes podem ser agrupados em extratores por percolação e extratores por imersão (BOSS, 2000).

3.3.1.1.1. Extratores por Percolação

No extrator por percolação, o solvente líquido ou a micela (mistura solvente-óleo) é bombeado sobre um leito de flocos (matéria prima em forma de lâminas), percola o leito e sai ao fundo através de placas perfuradas ou telas de sustentação. Uma outra forma de extração por percolação é com a entrada do solvente ou micela pela base do extrator, sendo retirado pelo topo do mesmo. O sucesso desse tipo de extrator está no menor volume que ocupa na planta de extração, pois o leito percolado é mais compacto que o de sólidos dispersos no extrator por imersão. A drenagem do solvente em sistemas por percolação é também mais simples de ser

realizada mecanicamente que em sistemas por imersão. A seguir, encontram-se os tipos mais comuns de extratores por percolação (BOSS, 2000).

3.3.1.1.1.1. Extrator Rotativo

Os extratores rotativos consistem numa carcaça cilíndrica no interior das quais existem células girantes em torno de um eixo central. À medida que giram, o solvente é aspergido sobre elas em contracorrente. Ou seja, o solvente percola os flocos e é coletado em tanques, sendo lançado sobre a próxima célula, consecutivamente, de modo que os flocos mais frescos (à entrada) filtrem a micela bem concentrada em óleo e, em sentido oposto, o solvente puro escoie por flocos pobres em óleo (BOSS, 2000).

3.3.1.1.1.2. Extrator de Cestos

O tipo mais antigo (vertical) combina percolação concorrente e contracorrente. Na coluna descendente, meia micela (micela pouco concentrada) é bombeada ao topo da coluna e ascende juntamente com os flocos frescos em fluxo concorrente, até que o fundo seja atingido como micela concentrada. Os cestos, então, retornam em direção ao topo quando são percolados em contracorrente por solvente puro, antes que tenham seus conteúdos vertidos. O solvente que escoia deste lado da coluna atinge o fundo como meia micela. O inconveniente desse arranjo é que o fluxo pelos cestos não pode ser ajustado de estágio para estágio.

O tipo mais recente opera horizontalmente de modo similar aos extratores rotativos. O líquido que flui pelos estágios combina recirculações com avanços da micela, tornando esse arranjo mais flexível que o vertical (BOSS, 2000).

3.3.1.1.1.3. Extrator de Correias Perfuradas

Neste tipo de extrator, a extração ocorre sobre uma correia circular perfurada. As células são formadas distribuindo-se leitos de flocos periodicamente, para se evitar mistura entre os estágios (Extrator de Smet) (BOSS, 2000).

3.3.1.1.1.4. Extrator Tipo Filtro

Este tipo de extrator consiste num sistema de filtragem a vácuo. Nele, a drenagem natural por gravidade é intensificada pela imposição de vácuo na região coletora de líquido filtrado. Um exemplo desse tipo de extrator é o extrator Crown (BOSS, 2000).

3.3.1.1.2. Extratores por Imersão

Os extratores por imersão, segundo REZENDE, 1998, são utilizados nos seguintes casos:

- extração de pequenos volumes de sementes (fármacos e cosméticos);
- extração direta de sementes de alto teor de óleo como coco, amendoim, caroço de algodão, além de outros que tendem a desintegrar formando finos;
- extração combinada percolação-imersão em sistemas de dois estágios.

Os extratores por imersão tem como vantagens (BOSS, 2000):

- simplicidade de operação, não é tão sensível ao preparo das sementes como o extrator por percolação;
- é capaz de extrair eficientemente finos que são muito impróprios para extração em sistemas por percolação;
- a razão líquido/sólido não é muito crítica, sendo ajustada de modo a impedir fluxo inverso e arraste de finos.

3.3.1.2. Etapas do Processo de Extração com Solvente

As diferenças fundamentais entre as plantas de extração de diferentes oleaginosas estão no preparo inicial. As etapas de extração, propriamente ditas, e de recuperação do solvente do óleo são essencialmente as mesmas, a despeito da polpa extraída (BOSS, 2000).

3.3.1.2.1. Tratamento

A polpa necessita ser seca até uma umidade de cerca de 10% na qual possa ser armazenada sem perigo de deteriorização.

Ao sair da armazenagem, a polpa passa por uma série de preparos para que seja obtida uma matéria prima em condições de se realizar uma extração rápida e econômica (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

3.3.1.2.1.1. Limpeza e Separação

Os frutos maduros são lavados e, em seguida, descascados e descaroçados. Para facilitar a secagem, os frutos maduros, porém ainda consistentes, devem ser cortados em fatias finas (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

3.3.1.2.1.2. Secagem

A secagem deve ocorrer em uma temperatura que não altere as propriedades físico-químicas da polpa, no caso da polpa de abacate essa temperatura está em torno de 55° C. Caso a desidratação da polpa seja realizada em estufa à pressão normal, a polpa ainda deve ser protegida por uma corrente contínua de gás inerte para que não haja oxidação do óleo, pelo fato do elevado conteúdo de umidade existente na polpa em alguns casos, e isto requerer um tempo relativamente longo para sua redução (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

3.3.1.2.2. Extração do Óleo

No extrator, o material sólido é contatado com o solvente, formando ao final do processo extrativo micela (mistura óleo-solvente) e torta (sólidos extraídos mais percentual de solvente), o solvente precisa ser removido porque pode afetar a qualidade dos produtos (BOSS, 2000).

3.3.1.2.3. Recuperação do Solvente da Micela

O sistema de remoção do solvente da micela tem como elementos principais dois evaporadores (aquecedor seguido de um *flash*) em série seguidos de uma coluna de dessorção (*stripping*). A fonte de calor para o primeiro estágio de evaporação é o excesso de vapor de água e de vapor de solvente provindos do sistema de dessolventização dos flocos. O segundo estágio do evaporador utiliza vapor de água como fonte de calor e, juntamente com o primeiro estágio, remove a maior parte do solvente. O restante do solvente, cuja eliminação é mais difícil, remove-se na coluna de dessorção. O sistema de remoção do solvente opera sob vácuo. O solvente separado é bombeado para o tanque decantador de água. Esta água é oriunda tanto da coluna de dessorção quanto do dessolventizador de torta com injeção direta de vapor (BOSS, 2000).

3.3.1.2.4. Remoção do Solvente dos Sólidos

A remoção do solvente é conduzida em um evaporador rotatório, a uma temperatura escolhida, de forma que, não altere as propriedades físico-químicas do óleo (BOSS, 2000).

3.4. Métodos Não Convencionais

3.4.1. Extração Enzimática Aquosa

As enzimas já são empregadas em diferentes setores da indústria de alimentos. O principal objetivo do uso de enzimas na extração de óleos vegetais é o desenvolvimento de uma tecnologia limpa para este setor da agroindústria (FREITAS *et al.*, 2001).

A aplicação de enzimas hidrolíticas na extração de óleos vegetais vem sendo analisada desde 1950. Na década de 70, algumas usinas pilotos e comerciais testaram o processo enzimático para aumentar o rendimento de extração de óleo de oliva. Desde então, as pesquisas se estenderam a todas as oleaginosas de importância comercial (FREITAS *et al.*, 1998).

As enzimas, tais como a poligalacturonase, a α amilase e a protease, são utilizadas com base na hipótese de que óleos vegetais são encontrados dentro das células ligados a macromoléculas, de forma que uma hidrólise parcial propiciaria a extração do óleo, evitando processos de prensagem e extração por solvente, com rendimentos entre 75 e 80% (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

A extração enzimática pode ser combinada ou aquosa (FREITAS *et al.*, 2001):

- extração combinada: o extrato enzimático é adicionado durante a etapa de cozimento, antes da prensagem;
- extração aquosa: a matéria-prima é submetida a um pré-tratamento e, a seguir, é incubada em meio aquoso.

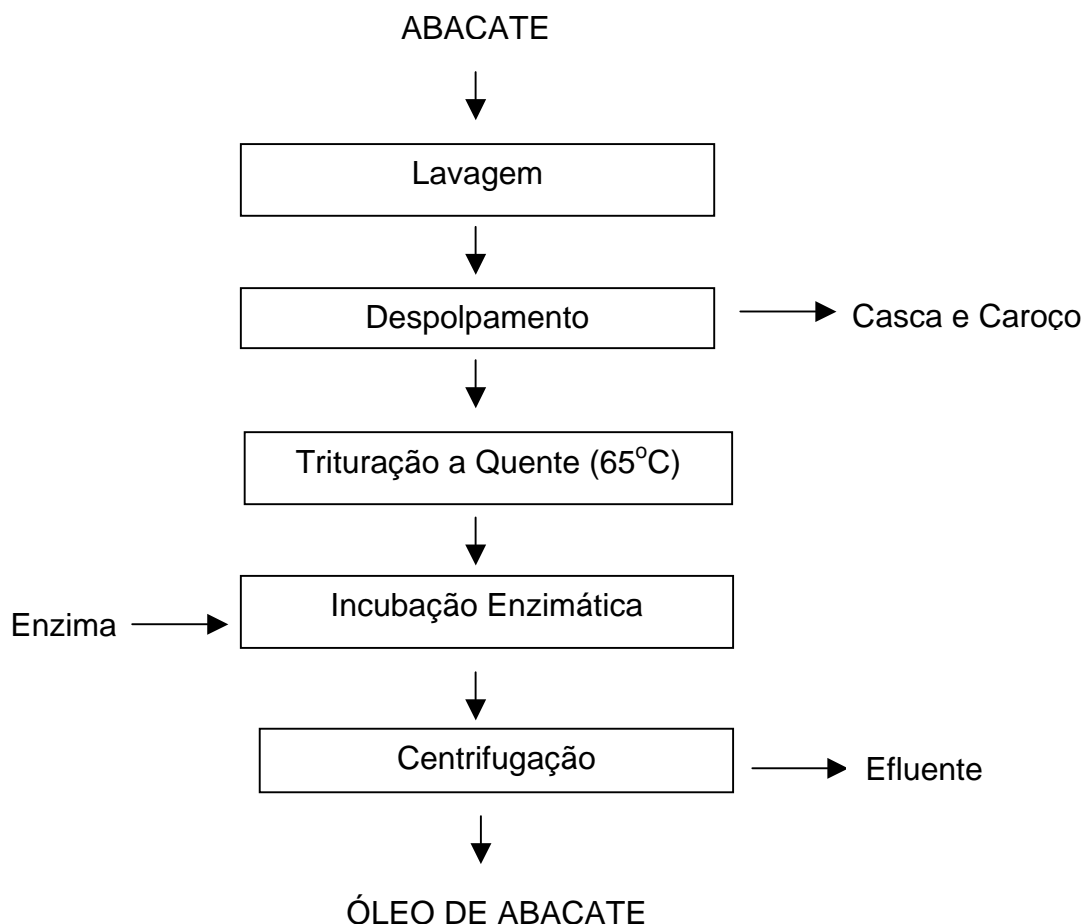


Figura 3.3: Fluxograma do processo de extração aquosa enzimática do óleo de abacate

Fonte: Adaptado de FREITAS *et al.*, 1998

Além do perfil hidrolítico, a concentração da enzima, tempo de reação, diluição, pH do meio, temperatura de incubação, variedade de cultivar, condições climáticas e do solo podem afetar o rendimento do processo de extração do óleo. Esses parâmetros devem ser otimizados durante o desenvolvimento do processo, devendo a temperatura de incubação ser fixada em função da atividade máxima da enzima, de preferência no pH natural da emulsão (FREITAS *et al.*, 2001).

3.4.1.1. Vantagens da Aplicação de Enzimas na Extração do Óleo de Abacate

- auxiliar no rompimento dos tecidos das células vegetais;
- reduzir a viscosidade do meio;
- aumentar o rendimento do processo de extração aquosa;
- reduzir perdas nas etapas de separação do óleo;
- melhorar a qualidade do óleo conferindo-lhe boa estabilidade.

O processo enzimático é economicamente viável quando aplicado para obtenção de óleos para fins cosmetológicos e farmacêuticos, desde que a concentração de enzima seja inferior a 0,5%.

O alto custo e a não disponibilidade das enzimas extrativas no Brasil tem sido a principal restrição para sua aplicação industrial na obtenção de óleos vegetais para fins comestíveis.

A produção no Brasil, de enzimas específicas para extração de óleos vegetais, poderá viabilizar a tecnologia enzimática neste segmento tão importante da indústria nacional (FREITAS *et al.*, 2001).

3.4.1. Extração Supercrítica com CO₂

Ao mesmo tempo em que se desenvolvia a indústria do petróleo, os processos de extração foram sendo concebidos baseados em seus derivados, como é o caso do hexano para extração de óleo. No entanto, as sucessivas crises do petróleo ao final deste século, e a busca de solventes menos nocivos ao homem, assim como a urgência de processos menos dispendiosos, fez intensificar as

pesquisas de fluidos supercríticos, sobretudo para extração de produtos naturais (BOSS, 2000).

Nas proximidades da região crítica, os fluidos não apenas são solventes eficazes para a extração de óleo, mas apresentam uma série de peculiaridades que os tornam mais vantajosos com relação aos solventes líquidos, comumente utilizados (REZENDE, 1998). São elas:

- ausência de resíduos de solvente nos produtos;
- uma variedade maior de solventes pode ser utilizada, já que as características básicas da extração supercrítica devem-se, além das propriedades do solvente, às condições termodinâmicas;
- a seletividade de um dado soluto, em uma solução do solvente, pode ser controlada, manipulando-se a densidade do solvente ou ainda, adicionando-se um co-solvente.

Na maioria das vezes, tem-se utilizado o dióxido de carbono para a extração supercrítica de produtos naturais. A grande aceitação do dióxido de carbono de acordo com REVERCHON e OSSÉO (1994), deve-se a:

- sua atoxicidade, em pequenas quantidades;
- sua não-inflamabilidade;
- seu ponto crítico ocorrer em condições relativamente brandas. A temperatura crítica é de 31,0°C e a pressão crítica de 73,8 bar;
- sua estabilidade química;
- sua disponibilidade a baixo custo. O dióxido de carbono pode ser obtido, por exemplo, a partir de processos fermentativos;
- ao óleo efluente do separador ser, em geral, de qualidade bem superior ao extraído na planta convencional a hexano.

Na extração supercrítica, pode-se omitir as etapas de destilação e dessolventização usadas nos processos convencionais. Uma das desvantagens da utilização do dióxido de carbono supercrítico como solvente é a dificuldade da determinação do equilíbrio de fase e o baixo rendimento na extração de óleos vegetais (EGGERS *et al.*, 1985).

4. Fundamentos Teóricos

4.1. Introdução

Neste capítulo será abordada a base teórica para o entendimento do cálculo do número de estágios teóricos necessários à separação.

4.2. Extração Sólido-líquido e Fatores que Influenciam na sua Efetividade

No processo de extração sólido-líquido, a fase refinado (R) é um sólido (poroso) que entra em contato com um solvente. Este solubiliza um ou mais componentes (S) da fase refinado.

4.2.1. Componentes Envolvidos na Extração

4.2.1.1. Solventes em geral

A corrente extrato inicial é o solvente cuja função é extrair a espécie contida na fase refinado. Estudos comprovam que alguns requisitos devem ser atendidos na escolha do solvente, pois suas propriedades podem afetar a solubilidade do soluto, e assim a eficiência e o custo da extração (MIYASAKA & MEDINA, 1981).

Alguns compostos orgânicos como os hidratos de carbono, gorduras e proteínas dos alimentos são solúveis nos solventes orgânicos, tais como éter, álcool, benzeno, hexano, entre outros. Esses solventes, por apresentarem moléculas pouco polares, dissolvem facilmente as moléculas dos compostos orgânicos que também são pouco polares. Alguns dos solventes potenciais são: hexano, benzeno, tricloroetileno e dissulfeto de carbono.

4.2.1.2. Matéria Prima

A matéria prima vai originar a corrente refinado, que contém os sólidos esgotados e a solução a eles aderida. A matéria prima apresenta dois tipos de porosidade (VELOSO, 2003):

- interna, ε_p , que são os espaços vazios dentro das partículas da matéria prima, identificados aqui como fase poro;
- externa, ε_b , que são os espaços vazios entre as partículas, identificados aqui como fase "bulk".

As características do material a ser processado pelo solvente podem ser quantificadas e isto é utilizado no projeto de instalações de extração, no controle das operações da preparação da matéria prima. Tais características são: a densidade da fase refinado, a umidade e a percolabilidade (em relação ao ar), entre outras. Entre essas características também se destacam a área específica, a_p , de contato entre as fases poro e bulk em unidade de volume da matéria prima (levando em consideração a sua porosidade) e o diâmetro das partículas d_p (VELOSO, 2003).

4.2.1.3. Espécie, Micela e suas Características

A espécie é o óleo que está contido na matéria prima, o qual, por algum processo, será separado da fase refinado. Por exemplo, a extração de óleo de sementes oleaginosas que contem óleo no interior das células intactas e em capilares fibrosos. O óleo contido na matéria prima, que como regra aparece em duas formas: na forma de uma camada ao redor das partículas (ou tortas) trituradas e laminadas que é recuperada por um processo de simples dissolução; e contido nas células intactas e é removido do interior destas por difusão (VELOSO, 2003).

A micela é a mistura entre o óleo e o solvente. Para os processos da extração observa-se uma característica importante: o equilíbrio das concentrações de óleo das fases sólida e líquida. Quando se colocam solventes e matéria prima misturados dentro de um recipiente, descobre-se que as frações mássicas da espécie na fase sólida e da micela na fase "bulk" vão alterar-se da seguinte forma: à medida que a

fração da micela aumenta, a fração da espécie na fase sólida diminui. Isto significa que o óleo, depois do enchimento dos poros pelo solvente, começa a transferir-se da fase sólida à líquida e, passando algum tempo, estabelece-se o equilíbrio caracterizado pela fórmula (VELOSO, 2003):

$$E_d = \frac{\text{fração mássica da espécie na fase sólida}}{\text{fração mássica da micela na fase "bulk"}} \quad (\text{Eq. 4.1})$$

A grandeza E_d chama-se constante de equilíbrio e o seu valor depende do tipo de fase refinado, do extrato e da temperatura.

4.2.2. Porosidade

Porosidade ε_T , ou porosidade volumétrica total é uma característica do meio poroso macroscópico, definida como sendo a razão do volume dos espaços vazios (V_v) para o volume ocupado pela massa (V_m) somado ao volume de vazios (V_v):

$$\varepsilon = \frac{V_v}{V_m + V_v} \quad (\text{Eq. 4.2})$$

A porosidade é um indicador do meio poroso que influencia nas características da extração. Por exemplo, a alta porosidade provoca a densidade baixa, resultando na diminuição de produtividade do extrator. Mas a baixa porosidade contribui para a diminuição da percolação e assim, também diminui a taxa de extração (VELOSO, 2003).

4.3. Métodos de Estágios Ideais

De uma forma geral, envolve-se alguns conceitos como: uma fase extrato (E) – solvente; uma fase refinado (R) – matéria prima e, um terceiro componente – a espécie ou produto (X,Y) que tem que ser extraído da fase refinado. Os fluxos das fases extrato e refinado passam pelos estágios. Em cada estágio ocorre a transferência da espécie em questão entre fases. Se essa transferência no estágio for realizada de acordo com o equilíbrio entre fases, tem-se o que é denominado

estágio ideal ou teórico. Para conseguir uma grande transferência entre fases, ou seja, extrair o máximo do componente da carga (fase refinado R), é necessário usar uma cascata de estágios com fluxos contra correntes (correntes R e E) (VELOSO, 2003).

A Figura 4.1 apresenta um esquema de um processo de extração com fluxos em contracorrente, que pode representar os sistemas de extração sólido-líquido, constituído de i estágios ideais. Cada estágio teórico pode ser visualizado como um misturador onde o equilíbrio é obtido. Indicamos como R – corrente refinado (Kg/s), E – corrente extrato (Kg/s), X – fração mássica da espécie na fase refinado, Y – fração mássica da espécie na fase extrato. Aplicando esses conceitos no caso da extração, apresentada na Figura 4.1, identificamos que: E_1 – vazão da micela na saída, Y_1 – fração mássica da espécie na micela, na saída E_{i+1} – vazão de solvente na entrada, R_0 – vazão inicial de matéria prima, X_0 – fração mássica inicial da espécie na matéria prima, R_i – vazão da matéria prima na saída do estágio i e X_i – resto da espécie na saída da matéria prima (VELOSO, 2003).

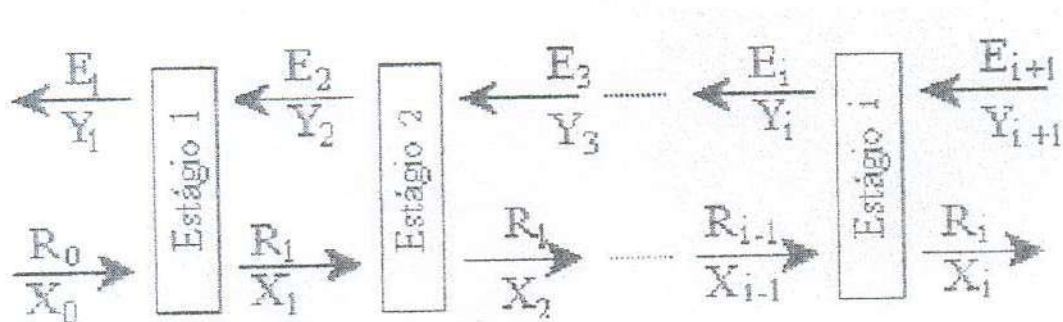


Figura 4.1: Extração contínua por fluxos contracorrente de i estágios teóricos
 Fonte: VELOSO, 2003

Um balanço material ao redor do estágio “ i ” segue abaixo:

$$EY_{i+1} + RX_{i-1} = EY_i + RX_i \quad (\text{Eq. 4.3})$$

Onde os índices i , $i+1$ e $i-1$ indicam as concentrações da espécie do componente extraído (X,Y) na saída dos estágios correspondentes, e as vazões das fases extrato e refinado foram tomados como constantes.

Em conformidade com o método de estágios ideais, as correntes com os mesmos índices estão em equilíbrio, e estão de acordo com a equação de equilíbrio $K = Y/X$ que é considerada constante.

5. Materiais e Métodos

5.1. Introdução

Neste capítulo será descrita a metodologia experimental do processo de obtenção do óleo de abacate com etanol, bem como os métodos de determinação dos vários parâmetros necessários para cálculo do rendimento e para a construção das curvas de equilíbrio.

5.2. Matérias Primas

Para a realização deste estudo foram utilizados duas variedades de abacates, um de origem Brasileira (espécie Margarida) e outro de origem Mexicana (espécie Hass), adquiridos no comércio local (Rio de Janeiro), Etanol 98% Vetec e Éter de Petróleo (30-60) P.A. Isofar.



Figura 5.1: Abacate de origem Mexicana (Hass)



Figura 5.2: Abacate de origem Brasileira (Margarida)

5.3. Procedimento Experimental

5.3.1. Extração do óleo

O procedimento para extração do óleo de abacate, foi realizado para cada uma das espécies citadas, e consistiu das seguintes etapas (Figuras 5.3 a 5.6):

- inicialmente os abacates foram lavados externamente com água e sabão, para evitar contaminação da polpa;
- em seguida, os abacates foram descascados e a polpa foi separada do restante do fruto (semente e casca) e foi colocada num refratário de vidro;
- os refratários com a polpa seguiram para secagem em estufa a aproximadamente 65°C até peso constante;
- a polpa e o solvente foram misturados em erlenmeyers, em diferentes proporções solvente/carga, pré-determinadas;
- os erlenmeyers foram fechados com papel alumínio e imersos em banho termostático de água sob agitação (*Shaker*), à aproximadamente 65°C durante 2 horas;
- após a extração, a mistura foi filtrada a vácuo em um funil de Buchner para um kitassato, separando-se a torta da micela (filtrado no kitassato);
- a torta úmida e a micela seguiram para uma estufa à aproximadamente 65°C para evaporação do solvente contido em ambas até atingirem peso constante.



Figura 5.3: Balança analítica utilizada no procedimento experimental



Figura 5.4: Balança semi-analítica utilizada no procedimento experimental



Figura 5.5: Erlenmeyers com polpa e solvente durante o processo de extração em banho de água (“shaker”)



Figura 5.6: Erlenmeyers com micela em estufa para evaporação de solvente

Em todas as etapas, foi realizada a pesagem de todas as frações. A Figura 5.7 apresenta o fluxograma resumido das etapas do procedimento realizado para a extração do óleo de cada uma das variedades de abacate:

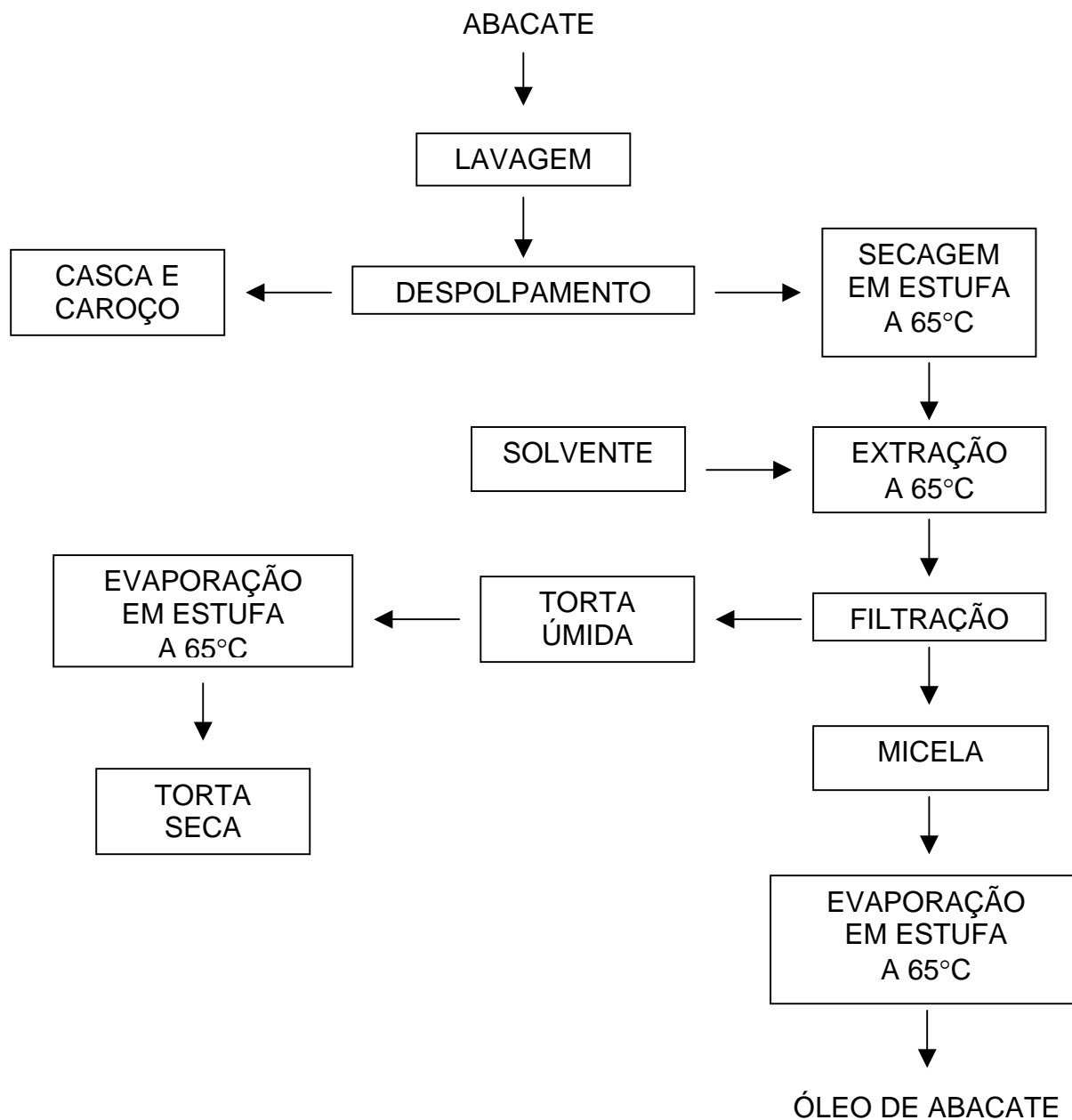


Figura 5.7: Fluxograma da extração do óleo de abacate.

5.3.2. Secagem da Polpa

A polpa de cada uma das espécies de abacate foi mantida em estufa durante 4 dias à temperatura de 60°C para redução da umidade.

5.3.3. Determinação do Teor de Água Remanescente

O método gravimétrico foi utilizado para a determinação da umidade remanescente contida na polpa de cada uma das variedades de abacate. O procedimento envolveu a pesagem de 10,00 g de cada amostra (previamente desidratada) e, em seguida, secagem das mesmas em estufa a 90°C por 90 minutos (AOAC, 1995). As medidas foram realizadas em triplicata.

5.3.4. Determinação do teor de óleo nas amostras

O teor de óleo nas amostras parcialmente desidratadas foram determinados com éter de petróleo. Este solvente é recomendado pelos métodos padrões da AOCS (1995) devido à sua elevada afinidade com óleos vegetais. As amostras foram incubadas na proporção 9:1 solvente/carga, a 50°C, durante 2 horas e a seguir filtradas e evaporadas conforme procedimento já descrito no item 5.3.1.

5.3.5. Determinação das condições de equilíbrio do processo de extração sólido-líquido

Experimentos com as duas variedades de abacate foram realizados para determinação das curvas de equilíbrio do processo de extração sólido-líquido.

Amostras das duas variedades de abacate foram misturadas em erlenmeyers com etanol de acordo com planejamento experimental (Tabela 5.1). A extração foi realizada em banho termostaticado (*Shaker*) de água a 65°C sob agitação de 30 rpm durante 2 horas.

Após o tempo de extração, as misturas foram filtradas com auxílio de uma bomba a vácuo. As fases extrato e refinado foram levadas à estufa a 65°C até peso constante. Todas as medidas foram realizadas em duplicata.

Tabela 5.1: Planejamento experimental para determinação das condições de equilíbrio do processo de extração sólido-líquido

Abacate	Fração mássica (g amostra/ g de mistura)					
Brasileiro	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
Mexicano	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30

6. Resultados

6.1. Introdução

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos durante a análise experimental da extração do óleo das duas variedades de abacate com etanol.

6.2. Teor de Água

A Tabela 6.1 apresenta os resultados referentes à determinação do teor de água durante o processo de secagem da polpa fresca dos abacates em estufa a aproximadamente 65°C. Como esperado, a variedade mexicana apresentou menor teor de água (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

Tabela 6.1: Determinação do teor de água na polpa *in natura*

Abacate	Massa da amostra antes da secagem (g)	Massa da amostra após secagem (g)	Água evaporada (g)	Teor de água
Brasileiro	2.180	450	1730	79,36%
Mexicano	1.305	450	855	65,52%

Após a secagem das matérias primas em estufa, foi utilizado o método gravimétrico para determinar o teor de água remanescente nas amostras de abacate parcialmente desidratada (Tabela 6.2)

Tabela 6.2: Determinação do teor de água residual na polpa dos abacates

Abacate	Massa da amostra antes da secagem (g)	Massa da amostra após secagem (g)	Água evaporada (g)	Umidade
Brasileiro	10,0686	9,4228	0,6458	6,41%
	10,0466	9,4099	0,6367	6,34%
	10,0416	9,4419	0,5997	5,97%
	10,0556	9,5786	0,4770	4,74%
Mexicano	9,9956	9,4273	0,5683	5,69%
	10,0444	9,5067	0,5377	5,35%

As polpas de abacate parcialmente desidratadas apresentaram, em média 6,24% e 5,26% de água, respectivamente para o abacate brasileiro e para o mexicano. No total, as polpas de abacate *in natura* apresentaram uma teor de água de 85,60% e 70,78%, respectivamente para o abacate brasileiro e para o mexicano.

6.3. Teor de Óleo

O teor de óleo das amostras, obtido com éter de petróleo, encontra-se apresentado na Tabela 6.3.

Tabela 6.3: Determinação do teor de óleo nas amostras parcialmente desidratadas

Abacate	Massa de amostra (g)	Massa de óleo extraída (g)	Teor de óleo (base seca)	Teor de óleo (base úmida)
Brasileiro	5,0584	2,22	43,89%	26,51%
	4,9680	1,94	39,05%	23,59%
Mexicano	5,0224	2,51	49,98%	30,19%
	5,2348	2,50	47,76%	28,85%

O teor de óleo médio em base seca, para o abacate brasileiro foi de 41,47% e o teor de óleo médio em base seca para o abacate mexicano foi de 48,87%.

O teor de óleo médio em base úmida, para o abacate brasileiro foi de 25,05% e o teor de óleo médio em base úmida para o abacate mexicano foi de 29,51%.

Como esperado, o teor de óleo da variedade mexicana é superior ao da variedade brasileira, este normalmente mais rico em água (TEIXEIRA *et al.*, 1991).

6.4. Efeito da Razão Solvente/Carga no Rendimento da Extração

A Figura 6.1 apresenta os resultados obtidos para o rendimento do processo em função da fração mássica para a variedade brasileira (g amostra/ g mistura). O rendimento foi calculado com base no teor de óleo da polpa, determinado usando-se éter de petróleo como solvente.

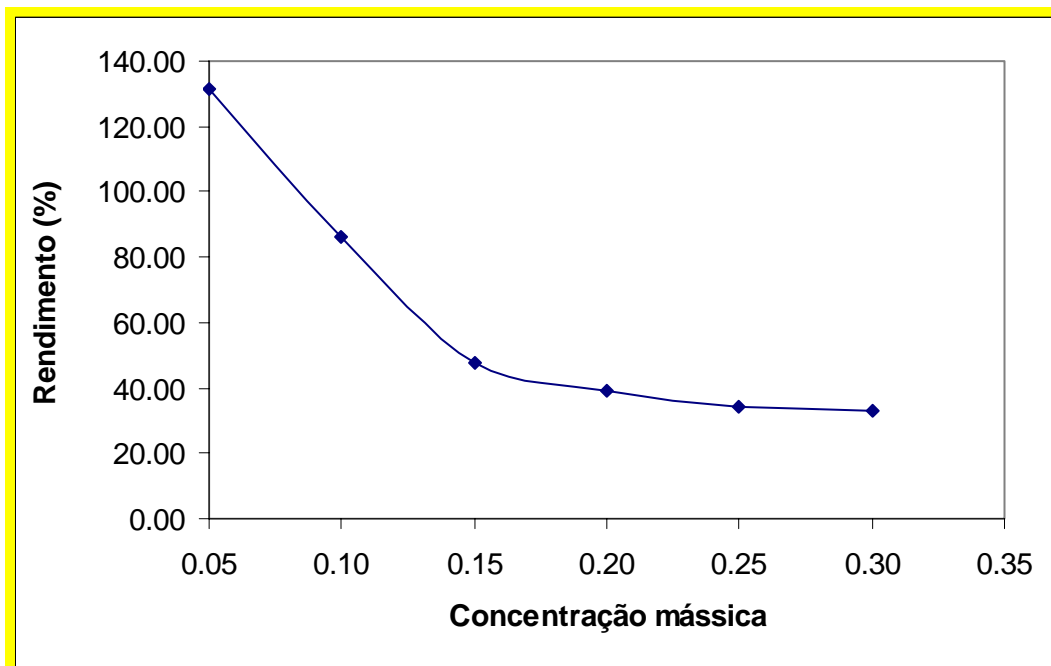


Figura 6.1:Rendimento do processo de extração do óleo com etanol a partir do abacate brasileiro

De acordo com a Figura 6.1 o rendimento alcançado é sempre inferior ao obtido com éter de petróleo, exceto na concentração de 5% (p/p) quando se utiliza uma elevada razão etanol/amostra (19:1). Neste caso, a quantidade de soluto extraído é maior que aquela obtida com éter de petróleo. Isto ocorre devido à presença de compostos polares, presentes na polpa de abacate brasileira, solúveis em etanol e insolúveis em éter de petróleo (TEIXEIRA,.1991).

A necessidade de se utilizar uma alta concentração de solvente na mistura (superior a 90%) deve-se à presença de água na amostra que reduz a solubilidade do óleo em etanol (RITNER, 1983).

A Figura 6.2 apresenta o rendimento do processo de extração do óleo de abacate a partir da variedade mexicana. Em todas as concentrações analisadas, o rendimento de extração do óleo para esta variedade foi inferior àquela obtida com éter de petróleo. O elevado teor de pectina nessa variedade pode ser uma explicação para o menor rendimento alcançado, se comparado com a variedade brasileira (TEIXEIRA, 1991). Durante o processo, a pectina promove a formação de uma emulsão estável dificultando a separação do óleo.

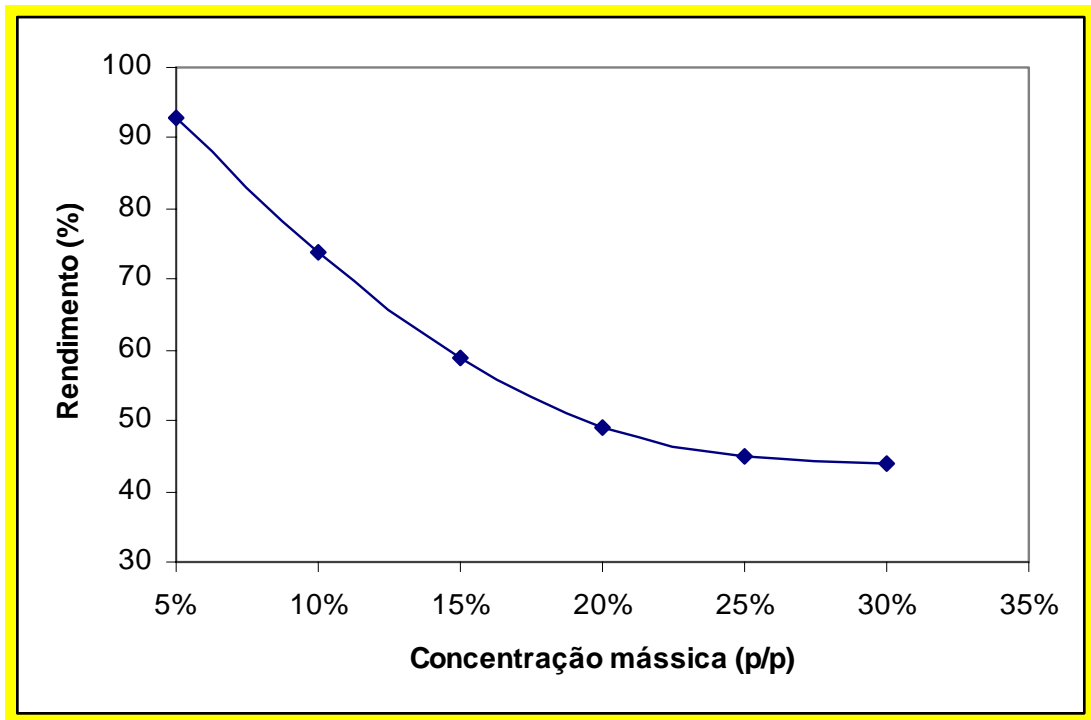


Figura 6.2: Rendimento do processo de extração do óleo com etanol a partir do abacate mexicano

6.5. Curva de Equilíbrio para Sistema Polpa de Abacate – Etanol

A Figura 6.3 apresenta a curva de equilíbrio do sistema estudado para o abacate brasileiro, obtida experimentalmente:

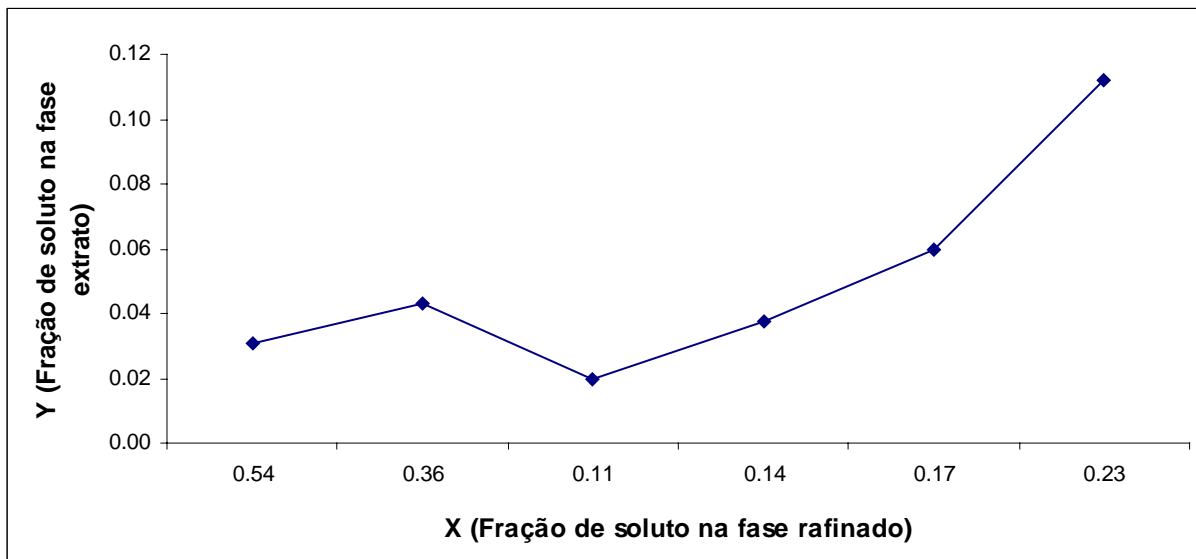


Figura 6.3: Curva de equilíbrio do sistema polpa de abacate - etanol para o abacate brasileiro

A Figura 6.4 apresenta a curva de equilíbrio do sistema estudado para o abacate mexicano, obtida experimentalmente:

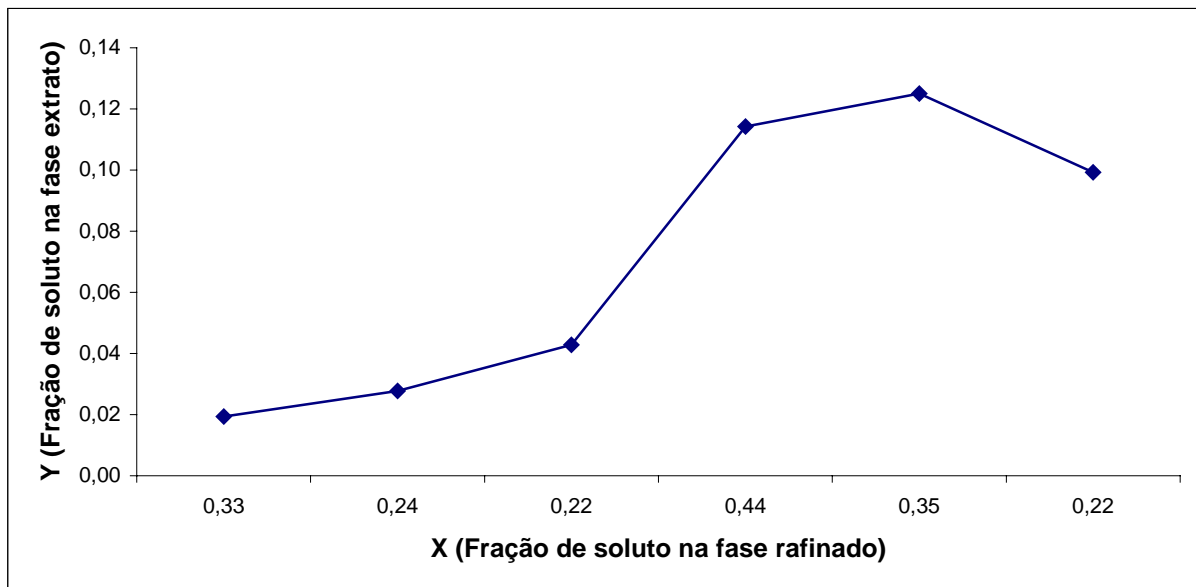


Figura 6.4: Curva de equilíbrio do sistema polpa de abacate - etanol para o abacate mexicano

6.6. Determinação do Número de Estágios Teóricos do Extrator Polpa de abacate - Etanol

6.6.1. Curva $(X_A, Y_A) \times (X_S, Y_S)$

A Tabela 6.4 apresenta os resultados referentes aos experimentos realizados em função da razão etanol/abacate para a variedade brasileira (massa/massa) e a Tabela 6.5 apresenta os resultados referentes aos experimentos realizados com amostras em função da razão etanol/abacate mexicano (massa/massa):

Tabela 6.4: Balanço de massa do processo de extração do óleo com etanol para o abacate brasileiro

Fração mássica (g amostra/ g de mistura) *	Óleo na fase refinado (g)	Solvente aderido à torta (g)	Torta isenta de óleo e solvente (g)	Total da solução (g)
0,05	2,76	2,23	2,29	7,28
0,10	3,63	2,75	7,16	13,54
0,15	1,75	1,52	14,17	17,43
0,20	2,85	2,42	17,54	22,81
0,25	4,16	4,41	20,92	29,48
0,30	6,88	7,82	23,29	38,00

* polpa parcialmente desidratada

Tabela 6.5: Balanço de massa do processo de extração do óleo com etanol para o abacate mexicano

Fração mássica (g amostra/ g de mistura) *	Óleo na fase refinado (g)	Solvente aderido a torta (g)	Torta isenta de óleo e solvente (g)	Total da solução (g)
0,05	1,69	1,81	3,25	6,74
0,10	2,46	2,38	7,27	12,10
0,15	3,32	3,71	11,30	18,32
0,20	8,90	5,92	12,17	26,99
0,25	8,87	5,28	17,70	31,85
0,30	6,51	7,31	22,18	36,00

* polpa parcialmente desidratada

Nas Tabelas 6.6 e 6.7, apresentadas a seguir, encontram-se os valores de X_A , X_S e K para o abacate brasileiro e para o abacate mexicano respectivamente. Os valores X_A , X_S e K correspondem, respectivamente, as frações de óleo na micela, fração de solvente na micela e a quantidade de solvente retido na torta tendo como base a massa de inerte.

De acordo com a literatura (BROWN, 1965), tem-se que:

$$X_S = \frac{K}{K + 1} - X_A \quad (\text{Eq. 6.1})$$

Tabela 6.6: Valores de X_A , X_S e K para o abacate brasileiro

Fração mássica (g amostra/ g de mistura)	X_A	X_S	K (quantidade de solvente retido/quantidade de inerte)
0,05	0,03	1,06	0,97
0,10	0,04	1,07	0,38
0,15	0,02	0,99	0,11
0,20	0,04	1,06	0,14
0,25	0,06	1,08	0,21
0,30	0,11	1,15	0,34

Tabela 6.7: Valores de X_A , X_S e K para o abacate mexicano

Fração mássica (g amostra/ g de mistura)	X_A	X_S	K (quantidade de solvente retido/quantidade de inerte)
0,05	0,02	1,09	0,56
0,10	0,03	1,02	0,33
0,15	0,04	1,10	0,33
0,20	0,11	1,23	0,49
0,25	0,12	1,06	0,30
0,30	0,10	1,08	0,33

Pode-se observar para o abacate brasileiro, que os valores calculados para K mostraram-se praticamente constantes, com exceção da extração com razão 19:1. Este valor foi desconsiderado, pois apresentou um desvio muito grande em relação aos demais resultados de K . A média dos demais valores foi assumida para a construção da curva $(X_A, Y_A) \times (X_S, Y_S)$, que foi utilizada para o cálculo do número de

estágios teóricos necessários para a extração do óleo de abacate brasileiro, conforme apresentado na Figura 6.5:

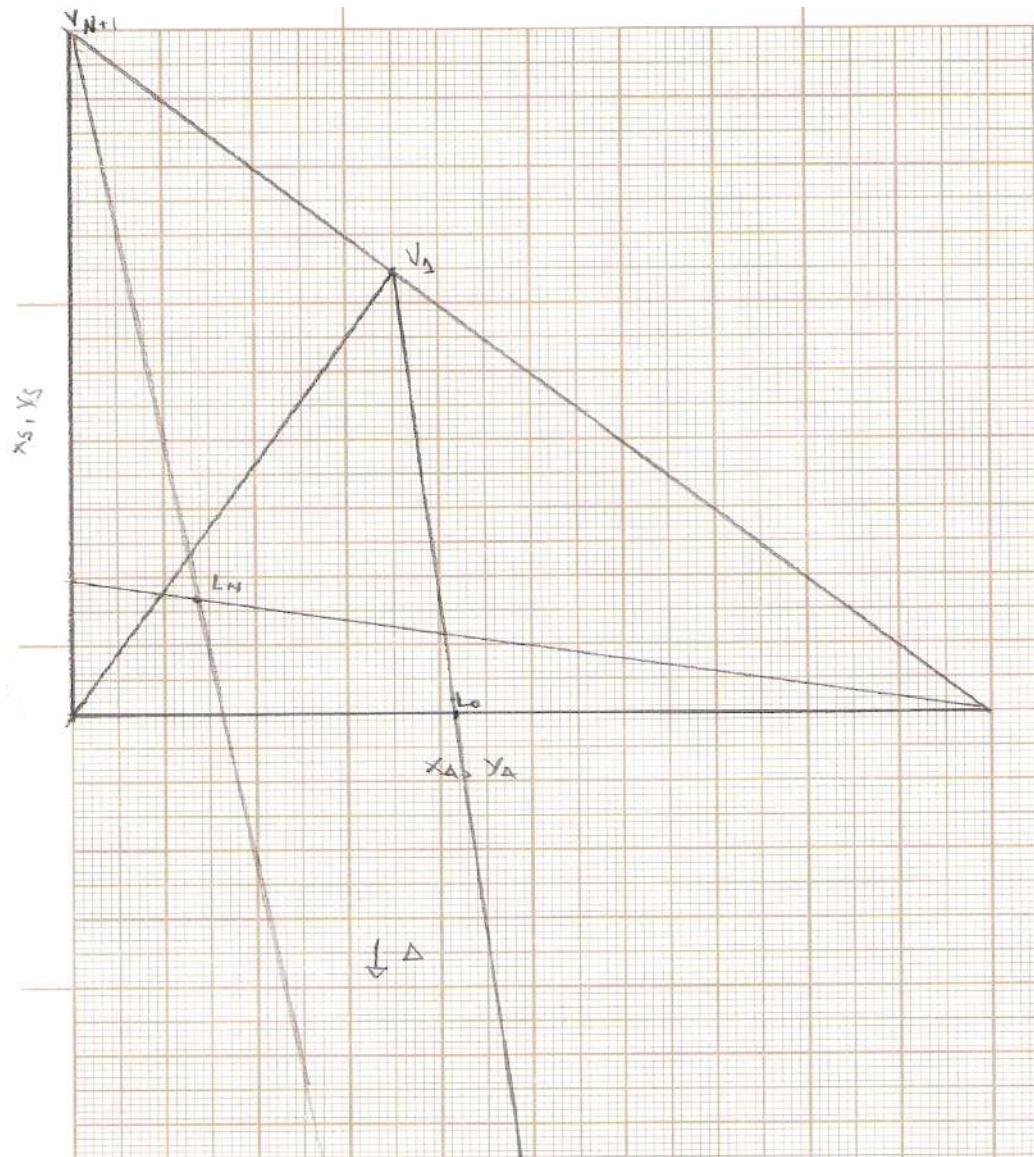


Figura 6.5: Cálculo do número de estágios teóricos para o abacate brasileiro, a partir da curva $(X_A, Y_A) \times (X_S, Y_S)$

Pode-se observar que é necessário apenas um estágio teórico para a extração do óleo de abacate brasileiro utilizando etanol como solvente. Através da Figura 6.5, nota-se que a torta possuía uma carga inicial de óleo de 41,47% (L_0) e ao final da extração restou nesta torta apenas 13,97% de óleo em massa (L_N). Considerou-se a fase extrato com 35,63% de óleo (V_1), de acordo com a melhor razão solvente/carga para a extração de óleo de abacate brasileiro utilizando etanol como solvente.

Já para o abacate mexicano, pode-se observar que os valores calculados para K mostraram-se praticamente constantes também, com exceção da extração com razão 19:1. Esse valor foi desconsiderado, pois apresentou um desvio muito grande em relação aos demais resultados de K . A média dos demais valores foi assumida para a construção da curva $(X_A, Y_A) \times (X_S, Y_S)$, que foi utilizada para o cálculo do número de estágios teóricos necessários para a extração do óleo de abacate mexicano, conforme apresentado na Figura 6.6:

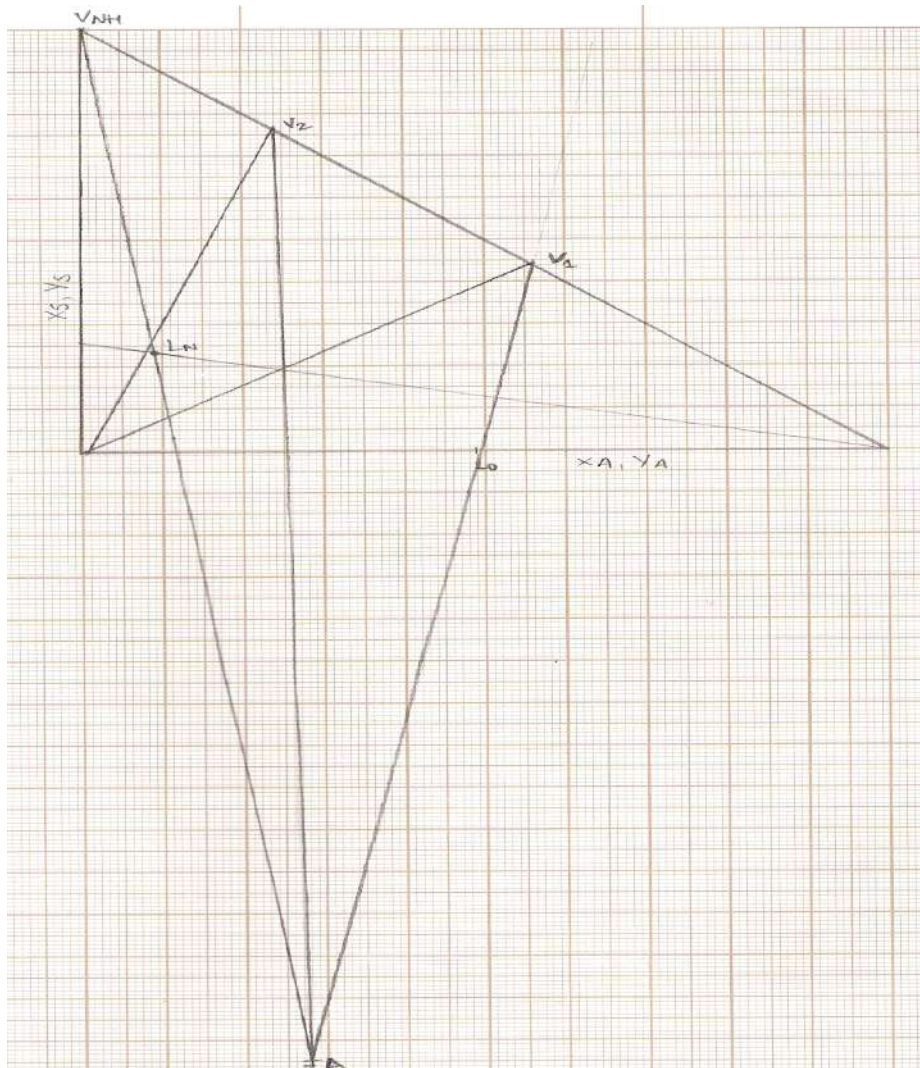


Figura 6.6: Cálculo do número de estágios teóricos para o abacate mexicano, a partir da curva $(X_A, Y_A) \times (X_S, Y_S)$

Pode-se observar que são necessários dois estágios teóricos para a extração do óleo de abacate mexicano utilizando etanol como solvente. Através da Figura 6.6, nota-se que a torta possuía uma carga inicial de óleo de 48,87% (L_0) e ao final da

extração restou nesta torta apenas 9,34% de óleo em massa (L_N). Considerou-se a fase extrato com 44,31% de óleo (V_1), de acordo com a melhor razão solvente/carga para a extração de óleo de abacate mexicano utilizando etanol como solvente.

7. Um breve estudo de mercado

7.1. Introdução

Este capítulo irá abordar de forma resumida o cenário econômico relativo ao etanol e ao abacate.

7.2. Etanol

7.2.1. A Oferta Mundial de Etanol

Em 2005, a produção mundial de etanol foi da ordem de 46 milhões de m³, dos quais 34,7% foram produzidos pelo Brasil e 35,1% pelos Estados Unidos. Nota-se assim que cerca de 70% da produção de etanol está concentrada em apenas dois países. Em seguida, aparece a China, com 8% da produção mundial e depois a Índia, responsável por 3,7%.

Enquanto no Brasil produz-se álcool etílico a partir da cana-de-açúcar, nos Estados Unidos a produção provém quase que totalmente do milho. Na China e na Índia a maior parte da produção do álcool também ocorre a partir da cana-de-açúcar.

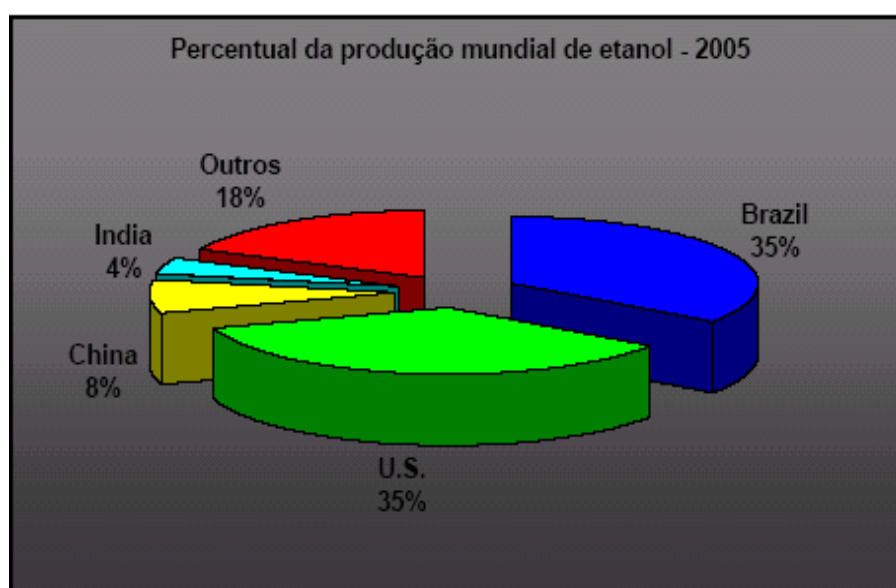


Figura 7.1: Percentual da produção mundial de etanol – 2005

Fonte: RANIERI *et al.*, 2006

A produção mundial de etanol vem crescendo significativamente nos últimos anos, principalmente devido ao aumento da produção de Brasil e Estados Unidos (Figura 7.2). Adicionalmente, alguns países da União Européia também tem expandido a fabricação de etanol a partir da beterraba, aveia e trigo. A China e a Índia, terceiro e quarto maiores produtores mundiais de etanol, respectivamente, tem ampliado sua produção a partir da cana-de-açúcar. A produção de etanol a partir de trigo e cana-de-açúcar também tem aumentado na Austrália, onde o governo federal oferece incentivos fiscais e subsídios desde 2000. A África do Sul, maior produtor mundial de etanol sintético a partir de carvão e gás, está direcionando sua produção para o etanol produzido a partir de biomassa. A Tailândia, quarto maior produtor de açúcar de cana, também tem aumentado sua produção de etanol (RANIERI *et al.*, 2006).

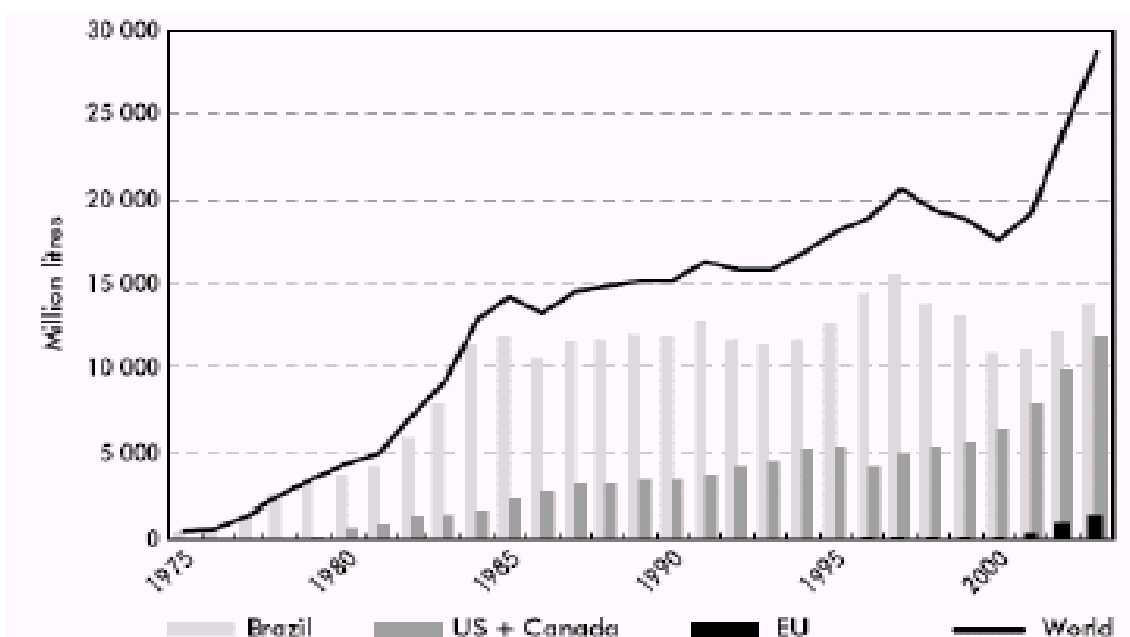


Figura 7.2: Produção mundial e regional de etanol – 1975-2003 (milhões de litros por ano).

Fonte: RANIERI *et al.*, 2006

7.2.2. Custos de Produção e Competitividade do Etanol no Mundo

O Brasil atualmente é referência mundial na produção em larga escala de combustíveis renováveis. É o país mais competitivo na produção de etanol, ou seja, é aquele que apresenta menor custo de produção de etanol no mundo.

A produtividade de etanol por hectare é a melhor do mundo. Enquanto no Brasil a produção de etanol é cerca de 6.400 litros por hectare (considerando-se 80 toneladas de cana-de-açúcar por hectare e 143 kg ATR (Açúcar Total Recuperável)/tonelada de cana (média da região Centro-Sul), nos Estados Unidos cada hectare de milho produz 3.120 litros.

A significativa redução no custo de produção do etanol brasileiro deveu-se fundamentalmente à utilização de novas tecnologias que permitiram o aumento da produtividade da cana-de-açúcar por hectare e da melhoria na eficiência do processo produtivo ao longo de mais de trinta anos. A produtividade do etanol por hectare de cana colhida no Brasil aumentou 3,77% a.a. no período 1975 a 2005.

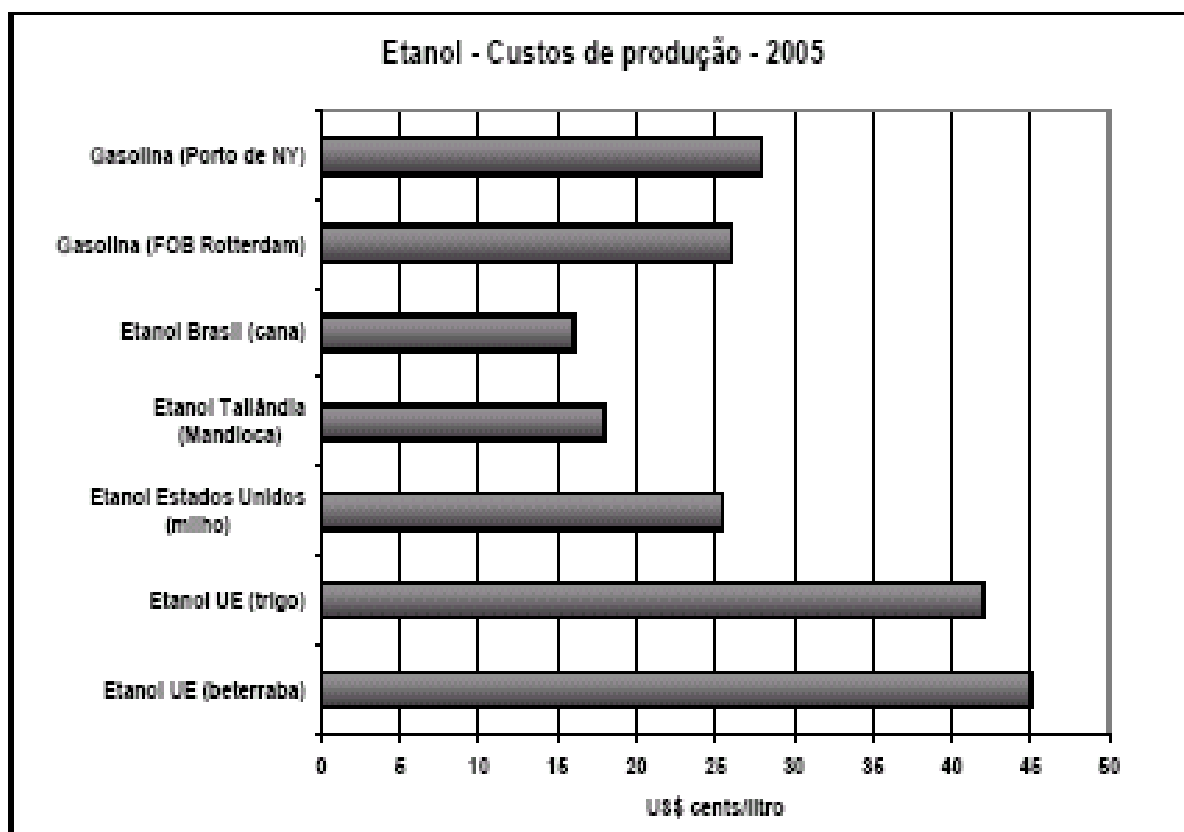


Figura 7.3: Custos de produção de etanol em alguns países, a partir de diferentes matérias-primas – 2005.

Fonte: RANIERI *et al.*, 2006

Diferente do que ocorre no Brasil, na maioria dos países os custos de produção de etanol são maiores do que o custo de combustíveis fósseis. Entretanto, com o passar do tempo, essa situação deverá mudar na medida em que o preço do

petróleo no mercado internacional tende a aumentar e o custo de produção de etanol em outras nações a reduzir (RANIERI *et al.*, 2006).

A cotação para o álcool etílico por de acordo com a Bolsa de Mercadorias & Futuros foi de R\$ 905,00/m³ no dia 03/03/2007 (BM&F, 2007).

7.3. Abacate

7.3.1. Cenário Internacional e Nacional

O maior produtor mundial de abacate é o México ficando o Brasil em quarto lugar no *ranking*, com uma produção, em 2004, de 173 mil toneladas em área de 12 mil hectares, para uma produção mundial de, aproximadamente, 3,2 milhões de toneladas e área de 416 mil hectares (FAO, 2007).

No Brasil, a abacaticultura teve grande desenvolvimento na década de 1970 devido aos incentivos fiscais concedidos pelo Governo Federal, dentro do programa de reflorestamento do Instituto Brasileiro de Desenvolvimento Florestal (IBDF), que financiou pomares com características comerciais a partir de mudas enxertadas (CAMPOS, 1984).

A produção brasileira está distribuída principalmente pela Região Sudeste, seguida pelo Nordeste e Sul, sendo o Estado de São Paulo o maior produtor, com produção estimada, em 2003, de 78 mil toneladas (59% do total nacional). O segundo Estado maior produtor, o Paraná, apresenta participação ao redor de 14%, seguido dos Estados de Espírito Santo com 6%, Rio Grande do Sul com 6% e Ceará com 3% (SIDRA, 2007). Diferenças nos rendimentos agrícolas entre os Estados devem-se, principalmente, às formas de cultivo, de tratamentos culturais além da diversidade de cultivares em função das preferências dos consumidores das várias regiões.

Embora o Brasil esteja bem posicionado na classificação de maiores produtores, exportaram em 2003 cerca de US\$302 mil. O México é maior exportador e a França, o maior importador. Assim, a produção brasileira é praticamente destinada ao mercado nacional. No Estado de São Paulo, na Companhia de Entrepósitos e Armazéns Gerais de São Paulo (CEAGESP), o comércio de abacate

encontra - se concentrado em poucos atacadistas. Nos últimos cinco anos os cultivares mais comercializados foram: Geada e Fortuna. (TODA FRUTA, 2007).

A cotação média para o abacate, para 20 Kg de fruta foi de R\$ 12,00 no dia 28/02/2007 em Salvador/Bahia (SEAGRI, 2007).

8. Conclusões e Sugestões

- O processo de extração de óleos vegetais com etanol é uma tecnologia mais limpa, uma vez que este solvente é oriundo de fontes renováveis e pode se tornar uma solução para os problemas ambientais causados pelos solventes tóxicos derivados do petróleo;
- O procedimento experimental demonstrou que o abacate de origem mexicana (espécie Hass) possui menos água na polpa do que o abacate de origem brasileira (espécie Margarida). Também pode ser constatado no procedimento experimental que o abacate mexicano possui uma quantidade de óleo na polpa superior ao do abacate brasileiro;
- Pode-se constatar que nas proporções solvente/carga recomendadas para o processo industrial (2:1 e 4:1) a eficiência do processo de extração com etanol foi baixa se comparada com o rendimento alcançado com éter de petróleo. Isto ocorre devido principalmente à presença de água na amostra que reduz sensivelmente a solubilidade do óleo em etanol.
- No cálculo do número de estágios teóricos necessários para a extração do óleo de abacate pode-se constatar que o abacate brasileiro necessita de apenas um estágio teórico para extração do óleo utilizando etanol como solvente, enquanto que o abacate mexicano necessita de dois estágios teóricos para extração do óleo utilizando etanol como solvente. Apesar do número de estágios teóricos ser menor para o abacate brasileiro, e assim necessitar de menos investimento na planta de extração, o abacate mexicano possui mais óleo do que o brasileiro, de forma que apenas um estudo de viabilidade econômica pode definir qual das duas espécies de abacate seria mais rentável industrialmente.

Futuramente o estudo pode ser aprimorado adotando-se os seguintes procedimentos:

- Aplicar o processo combinado de extração por prensagem seguida da extração com etanol minimizando, simultaneamente, o consumo de solvente e energia;

- Separar o óleo da micela por resfriamento, evitando a oxidação dos lipídios;
- Realizar um pré tratamento na matéria-prima com a enzima pectinase, para evitar a formação de emulsão promovida pela pectina.

9. Referências

- AOAC. Official methods of analysis of the Association of Official Analytical Chemists, 40ed., (Washington) 1995.
- AOCS. Official methods and recommended practices of the American Oil Chemists' Society, (Champaign IL.) 1996.
- BATTISTONI, P., FAVA, G., Pollutant Emission Factors for the Vegetable Oil Industry. Journal of the Air Pollution Control Association, Ancona, v. 34, n.1, p. 52-54, Jan. 1984.
- BM&F – Bolsa de Mercadorias & Futuros, 2007. Disponível em <<http://www.bmf.com.br>>. Acesso em 03/03/2007.
- BOSS, E. A., Análise do desempenho de plantas de extração de óleo convencionais e de processos supercríticos, Tese de Mestrado, Campinas, SP: [s.n.], 2000.
- BREKKE, O. L., Edible oil processing. In: Handbook of soy oil processing and utilization (Erickson, d.r., Ed.). American Soybean Association and American Oil Chemist's Society, St. Louis, 1980.
- BROWN, G. G., Ingenieria Quimica, Editorial Marín, S. A., 1965.
- CAMPOS, J. S., Abacaticultura paulista. Campinas: CATI, p. 92, 1984.
- CAZIANI, J. R. F., Óleos Vegetais – produção crescerá 5,7%, *Óleos e Grãos*, v. 5, n. 23, p. 39 - 40, 1995.
- EGGERS, R., SIEVERS, U., STEIN, W., High Pressure Extraction of Oil Seed. Journal of the American Oil Chemists' Society, Hamburg, v. 62, n. 8, p. 1222-1230, Aug. 1985. *et al.*, 1985).
- FAO - Organização das Nações Unidas para Agricultura e Alimentação, 2007. Disponível em <<http://www.fao.org.br>>. Acesso em 26/02/2007.
- FREITAS, S. P.; HARTMAN, L.; COURI S., Alternativa biotecnológica ao uso de solventes orgânicos na extração de óleos vegetais, *Óleos e Grãos*, SP, p. 50 – 53, set/out, 1998.
- FREITAS, S.P.; COURI, S.; JABLONKA, F. H.; CARVALHO, C. W. P.; HARTMAN L., The combined application of extrusion and enzymatic technology for extraction of soya bean. *Fett and Lipid.* , p. 333 – 337, 2001.
- HAENDLER, L. Journée d'information sur l'huile d'avocat. *Fruits*, 25 (1) : 911-914, 1970.

- KOLLER, O.C.; ABACATICULTURA. Porto Alegre. Ed. Da Universidade/UFGRS, p. 138, 1984.
- MARTINEZ, A. C. P.; DOMINGOS, E. C. F.; REID, M. G., Estudo da extração do óleo de amendoim usando etanol como solvente, Projeto Final – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2005.
- MYASAKA, S.; MEDINA, J. C., A soja no Brasil, Embrapa, p. 916 – 963, 1981.
- PORTAL BR, 2007. Disponível em <<http://www.br.com.br>>. Acesso em 03/02/2007.
- PORTAL UNICA, 2007. Disponível em <<http://www.unica.com.br>>. Acesso em 03/02/2007.
- RANIERI, S. B. L. ; BARRETTO, A. G. O. P. ; KLUG, I. L. F., Estudo Comparativo do Potencial de Produção de Etanol no Maranhão: Vantagens Competitivas e Comparativas, 2006. Disponível em <<http://www.sinc.ma.gov.br/etanol>>. Acesso em 20/02/2007.
- REVERCHON, E., ÓSSÈO, L. S., Comparison of Processes for the Supercritical Carbon Dioxide Extraction of Oil from Soybean Seeds. Journal of the American Oil Chemists' Society, Peoria, v. 71, n. 9, p. 1007-1012, Sep. 1994.
- REZENDE, D. F.; MACIEL FILHO, R., Estudo Exploratório de Aplicabilidade dos Meios Supercríticos para Extração e Processamento de Óleos Vegetais com Ênfase em Controle Aplicado à Unidade Extratora. Campinas: FEQ, UNICAMP, 1998. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, p. 178, 1998.
- RITTNER, H., Extraction of Vegetable Oils with Ethyl Alcohol, International meeting on fat and oil technology – Proceedings, p. 17 – 30, 1983.
- RUNNER BRASIL, 2007. Disponível em <<http://runnerbrasil.com.br/saude>>. Acesso em 05/02/2007.
- SABER WEB, 2007. Disponível em < <http://www.saberweb.com.br>>. Acesso em 20/02/2007.
- SEAGRI – Secretaria da Agricultura, Irrigação e Reforma Agrária, 2007. Disponível em <<http://www.seagri.ba.gov.br/cotacao.asp>>. Acesso em 28/02/2007.
- SERRATO, A. G., Extraction of oil from sobeans. Journal of American Oil Chemists' Society, n. 3, p. 157-159, 1981.
- SIDRA – Sistema IBGE de Recuperação Automática, 2007. Disponível em < <http://www.sidra.ibge.gov.br>>. Acesso em 28/02/2007.

TEIXEIRA, C. G.; BLEINROTH, E. W.; CASTRO, J. V.; MARTIN, Z. J. M.; TANGO, J. S.; TURATTI, J. M.; LEITE, R. S. S. F.; GARCIA, A. E. B, Abacate: cultura, matéria-prima, processamento e aspectos econômicos. Campinas, ITAL,1991.

TODA FRUTA, 2007. Disponível em <<http://www.todafruta.com.br>>. Acesso em 20/02/07.

VELOSO, G. O., Modelagem Física e Matemática dos Processos de Extração de Óleos de Soja em Fluxos Contracorrentes Cruzados, Tese de Doutorado, 2003.

WERMAN, M. J. & NEERMAN, J. Effectiveness of antioxidants in refined, bleached avocado oil. Journal of American Oil Chemists Society, 63: 352-355, 1986.