



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO
ESCOLA DE QUÍMICA
Pós-Graduação em Tecnologia de Processos
Químicos e Bioquímicos



**UTILIZAÇÃO DO SIMULADOR *SUPERPRO DESIGNER*®
PARA AVALIAÇÃO DO APROVEITAMENTO DE SORO DE
QUEIJO PARA A PRODUÇÃO DE ETANOL**

Michelle Ramos Cavalcante Fortunato

Escola de Química/UFRJ

Rio de Janeiro

Setembro de 2012

Michelle Ramos Cavalcante Fortunato

**UTILIZAÇÃO DO SIMULADOR *SUPERPRO DESIGNER*®
PARA AVALIAÇÃO DO APROVEITAMENTO DE SORO DE
QUEIJO PARA A PRODUÇÃO DE ETANOL**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

Orientadoras:

Prof^a Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, D.Sc
Prof^a Karen Signori Pereira, D.Sc

Escola de Química/UFRJ

Rio de Janeiro

Setembro de 2012

UTILIZAÇÃO DO SIMULADOR *SUPERPRO DESIGNER*® PARA AVALIAÇÃO DO APROVEITAMENTO DE SORO DE QUEIJO PARA A PRODUÇÃO DE ETANOL

Michelle Ramos Cavalcante Fortunato

Dissertação submetida ao corpo docente do curso de Pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica.

Aprovada por:



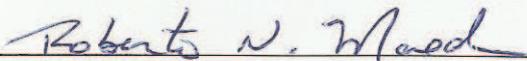
Profª Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, D.Sc. EQ-UFRJ



Profª Karen Signori Pereira, D.Sc. EQ-UFRJ



Profª Soraia Vilela Borges, D.Sc. UFLA



Profº Roberto Nobuyuki Maeda, D.Sc. EQ-UFRJ



Profª Andréa Medeiros Salgado, D.Sc. EQ-UFRJ

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

20 de Setembro de 2012

FICHA CATALOGRÁFICA

F745u Fortunato, Michelle Ramos Cavalcante.

Utilização do simulador *Superpro Designer*® para avaliação do aproveitamento de soro de queijo para a produção de etanol./ Michelle Ramos Cavalcante Fortunato – 2012.

xvii, 215 f.

Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Rio de Janeiro, 2012.

Orientadoras: Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto e Karen Signori Pereira.

1. Etanol. 2. Soro de Leite. 3. *Superpro Designer*®. I. Couto, Maria Antonieta Peixoto Gimenes. (Orient.). II. Pereira, Karen Signori (Orient.). III. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Programa em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química. IV. Título.

CDD: 662.622

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pelos meus dias e pela oportunidade de conclusão deste curso. À minha família pela força, ajuda e paciência, em especial a minha mãe Faustina e ao meu marido Marcos pela ajuda e compreensão. Um agradecimento especial às professoras Antonieta e Karen pela orientação e conselhos. Além disso, agradeço a colega Kedma pela companhia em todo esse período de intenso trabalho.

FORTUNATO, Michelle Ramos Cavalcante. **Utilização do Simulador *SuperPro Designer*® para Avaliação do Aproveitamento de Soro de Queijo para a Produção de Etanol.** Orientadoras: Prof. Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, D.Sc. e Prof. Karen Signori Pereira, D.Sc. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ; TPQBq, 2012. Dissertação (Mestre em Ciências em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica)

O interesse mundial pelos biocombustíveis tem aumentado em virtude da preocupação com o desenvolvimento de fontes energéticas renováveis e mais limpas, visando atender as novas demandas de desenvolvimento sustentável. Este trabalho objetivou avaliar, em um estudo preliminar, o potencial de aproveitamento do soro, que é um resíduo da cadeia produtiva do queijo, para produção de etanol. Foram propostos quatro processos de produção no contexto de biorrefinaria que, além de etanol, podem ser obtidos proteínas oriundas do mesmo soro, com aplicação na indústria alimentícia e farmacêutica. Desta forma, agrega-se valor ao soro que é um resíduo altamente poluente. O soro proveniente da produção de queijo se constitui num subproduto de alto teor energético e, portanto poluidor, que apresenta uma concentração de lactose em torno de 5%. O Brasil é o quinto maior produtor mundial de leite, com uma produção de 32 milhões de toneladas em 2010. A produção brasileira de leite tem aumentado com o decorrer dos anos e aproximadamente 34% da produção é destinada a fabricação de queijos, onde as maiores produções são do tipo mussarela, prato e minas frescal. Aproximadamente 90% do volume do leite destinado à fabricação de queijos se transformam em soro. No Brasil, ao contrário de outros países, o soro de queijo ainda apresenta pouca aplicação no ramo de alimentos, sendo muito utilizado para ração animal. Quanto a avaliação de produção de etanol a partir do excedente de soro foi utilizado o simulador de processos *SuperPro Designer*®, com o qual foi possível desenvolver 4 (quatro) processos de produção. Esta ferramenta foi importante na previsão da viabilidade técnica e econômica dos processos propostos. Os micro-organismos escolhidos para a obtenção do produto foram *Kluyveromyces marxianus* e *Saccharomyces cerevisiae* que, de acordo com informações da literatura, são indicados como promissores para a produção do álcool a partir da lactose e glicose, respectivamente. Além disso, os resultados indicam que o processo 3, ou seja, o conduzido em contínuo e utilizando a *K.marxianus*, é o mais vantajoso para o investidor e que possui a maior produção anual de combustível.

Palavras chave: etanol; soro de leite; *SuperPro Designer*®.

FORTUNATO, Michelle Ramos Cavalcante. **Using *SuperPro Designer*® Simulator for Evaluation of Cheese Whey Utilization for Ethanol Production**. Advisor: Prof. Maria Antonieta Peixoto Gimenes Couto, D.Sc. and Prof. Karen Signori Pereira, D.Sc. Rio de Janeiro, UFRJ / EQ; TPQBq, 2012. Dissertation (Master of Science in Engineering Biofuels and Petrochemicals)

Global interest in biofuels has increased due to the concern for the development of renewable energy sources and cleaner, to meet the new demands of sustainable development. This study aimed to assess, in a preliminary study, the potential use of whey, which is a residue from cheese production chain, for ethanol production. Four have been proposed production processes and examples biorefinery that in addition to ethanol, can be derived from the same whey proteins with application in the food and pharmaceutical industries. Thus, assembles value for serum is a highly polluting waste. The whey from the cheese production constitutes a byproduct of high energy and therefore pollution, which has a lactose concentration of about 5%. Brazil is the fifth largest producer of milk, with a production of 32 million tons in 2010. The Brazilian production of milk has increased with the years and approximately 34% of production is destined for cheese manufacture, where higher yields are the mozzarella, fresh dish and mines. Approximately 90% of the volume of milk for cheese manufacture to become serum. In Brazil, unlike other countries, the whey still has little application in the food business, being widely used for animal feed. Regarding the assessment of ethanol production from surplus serum was used process simulator *SuperPro Designer*®, with which it was possible to develop four production processes. This tool is important in predicting the technical and economic feasibility of the proposed processes. The microorganisms chosen to obtain the product were *Kluyveromyces marxianus* and *Saccharomyces cerevisiae*, according to literature, are indicated as promising for the production of ethanol from lactose and glucose, respectively. Furthermore, the results indicate that the process 3, ie conducted in continuous, using *K.marxianus*, is the most advantageous for the investor and which has the highest annual production of fuel.

Key words: ethanol; whey; *SuperPro Designer*®.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Produção brasileira de etanol	33
Figura 2 – Licenciamento total de automóveis comerciais leves por combustível ..	35
Figura 3 – Produção mundial de leite entre diferentes espécies	40
Figura 4 – Fabricação de queijo	42
Figura 5 – Estrutura química da lactose	49
Figura 6 – Produção mundial de leite por continente	52
Figura 7 – Produção mundial de leite por país	53
Figura 8 – Produção mundial de queijos	54
Figura 9 – Preços de derivados lácteos na Europa (US\$/ton)	55
Figura 10 – Evolução da produção de leite no Brasil (bilhões de litros)	56
Figura 11– Ranking da produção anual de leite por Estado no Brasil	57
Figura 12 – Produção brasileira de queijos	58
Figura 13 – Industrialização do leite no Brasil em 2007	59
Figura 14 –Exportações e Importações dos principais derivados lácteos brasileiros	60
Figura 15 – Fluxograma simplificado dos processos de produção de etanol	65
propostos	
Figura 16 – Ultrafiltração em fluxo tangencial	69
Figura 17 – Reação de fermentação da lactose em etanol	79
Figura 18 – Reação de fermentação de glicose em etanol	82
Figura 19 – Reação de hidrólise da lactose	84
Figura 20 – Etapa de ultrafiltração	99

Figura 21 – Etapa de secagem de proteínas	100
Figura 22 – Etapa de osmose inversa	100
Figura 23 – Etapa de hidrólise	101
Figura 24 – Etapa de fermentação em batelada utilizando <i>Kluyveromyces</i>	103
Figura 25 – Etapa de fermentação em batelada utilizando <i>Saccharomyces</i>	104
Figura 26 – Etapa de fermentação em contínuo utilizando <i>Kluyveromyces</i>	104
Figura 27 – Etapa de fermentação em contínuo utilizando <i>Saccharomyces</i>	105
Figura 28 – Etapa de recuperação de células	106
Figura 29 – Etapa de destilação	107
Figura 30 – Tela de simulação da cinética de hidrólise	111
Figura 31 – Tela de simulação da cinética de fermentação	112
Figura 32 – Custo itemizado por seção (US\$/batelada)	165
Figura 33 – Custo itemizado nos processos 1 e 2 (US\$/batelada)	166
Figura 34 – Custo (US\$/dia)	185
Figura 35 – Custo itemizado nos processos 3 e 4 (US\$/ciclo contínuo)	186
Figura 36 – Indicadores econômicos importantes (US\$/ano)	187
Figura 37 – Produção de etanol (ton/batelada ou ciclo contínuo)	188
Figura 38 – Produção de etanol (ton/ano)	189

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição do leite integral	40
Tabela 2 – Composição centesimal média do soro de queijo	47
Tabela 3 – Maiores laticínios no Brasil	62
Tabela 4 – Informações de composição das correntes de alimentação	108
Tabela 5 – Informações de massa molecular	109
Tabela 6 – Dados físico-químicos e cinéticos da etapa de hidrólise	110
Tabela 7 – Dados físico-químicos e cinéticos da etapa de fermentação	111
Tabela 8 – Preços das matérias-primas, produto e subproduto	137
Tabela 9 – Valores de volume e concentração de células nos processos	140
Tabela 10 – Rendimento dos processos 1 e 2	142
Tabela 11 – Resultados de correntes do processo 1/ Seção 1	143
Tabela 12 – Resultados de correntes do processo 1/ Seção 2	144
Tabela 13 – Resultados de correntes do processo 1/ Seção 4.1	145
Tabela 14 – Resultados de correntes do processo 1/ Seção 4.2	146
Tabela 15 – Resultados de correntes do processo 1/ Seção 4.3	147
Tabela 16 – Resultados de correntes do processo 1/ Seção 5	148
Tabela 17 – Resultados de correntes do processo 1/ Seção 6	149
Tabela 18 – Resultados de correntes do processo 2/ Seção 1	150
Tabela 19 – Resultados de correntes do processo 2/ Seção 2	151
Tabela 20 – Resultados de correntes do processo 2/ Seção 3	152

Tabela 21 – Resultados de correntes do processo 2/ Seção 4.1	153
Tabela 22 – Resultados de correntes do processo 2/ Seção 4.2	154
Tabela 23 – Resultados de correntes do processo 2/ Seção 5.1	155
Tabela 24 – Resultados de correntes do processo 2/ Seção 5.2	156
Tabela 25 – Resultados de correntes do processo 2/ Seção 6	157
Tabela 26 – Lista de equipamentos dos processos 1 e 2	159
Tabela 27 – Principais indicadores econômicos dos processos 1 e 2	163
Tabela 28 – Rendimento dos processos 3 e 4	168
Tabela 29 – Resultados de correntes do processo 3/ Seção 1	169
Tabela 30 – Resultados de correntes do processo 3/ Seção 2	170
Tabela 31 – Resultados de correntes do processo 3/ Seção 4	171
Tabela 32 – Resultados de correntes do processo 3/ Seção 5	172
Tabela 33 – Resultados de correntes do processo 3/ Seção 6	173
Tabela 34 – Resultados de correntes do processo 4/ Seção 1	174
Tabela 35 – Resultados de correntes do processo 4/ Seção 2	175
Tabela 36 – Resultados de correntes do processo 4/ Seção 3	176
Tabela 37 – Resultados de correntes do processo 4/ Seção 4	177
Tabela 38 – Resultados de correntes do processo 4/ Seção 5	178
Tabela 39 – Resultados de correntes do processo 4/ Seção 6	179

Tabela 40 – Lista de equipamentos dos processos 3 e 4	181
Tabela 41 – Principais indicadores econômicos dos processos 3 e 4	183
Tabela 42 – Dados reais e estimados de produção de etanol a partir de soro	190
no mundo e no Brasil referentes ao ano de 2010	

LISTAS DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AF – *Air Filtration* (Filtro de ar)

AIE – Agência Internacional de Energia

ANP – Agência Nacional do Petróleo

ATP – trifosfato de adenosina

C – *Code Distillation Column* (código coluna destilação)

CF – Centrifugação

CNPE – Conselho Nacional de Política Energética

CR – Coeficiente de rejeição

Da – unidade Daltons

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio

DFA – *Dairy Farmers of America*

DNA – Ácido desoxirribonucleico

DQO – Demanda Química de Oxigênio

DP – *Diaphragm Pumping* (Bomba de diafragma)

E10 – mistura de 10% etanol e 90% gasolina

FAO – *Food Agricultural Organization*

FSP – *Flow Splitter* (divisor de fluxo)

FL – *Filler* (envasador)

G – *Code Gas Compression* (compressor de ar)

GRAS – Generally Recognized As Safe (geralmente reconhecido como seguro)

GTV – *Gate Valve* (válvula gaveta)

HPS – Mistura de aminoácidos e peptídeos

HX – *Heat Exchanger* (trocaador de calor)

IEP – Índice de Eficiência de Proteínas

MAPA – Ministério da Agricultura Pecuária e Abastecimento

MF – Microfiltração

MX – *Stream Mixing* (misturador de fluxo)

mCp – massa*calor específico

NADH – Nicotinamida adenina dinucleotídeo

NF – Nanofiltração

NPV – Valor presente líquido

OMS – Organização Mundial de Saúde

P&I – *Process & Instrumentation*

RO – *Reverse Osmosis Filter* (filtro de osmose inversa)

SDR – *Spray Dryer* (Secador)

SL – *Storage of solids* (Silo)

SSF – sacarificação e fermentação simultâneas

TAG – Identificação/número/código específico

$Y_{X/S}$ – coeficiente de crescimento de células

$Y_{P/S}$ – coeficiente de rendimento do produto

UF – *Ultrafiltration Filter* (filtro de ultrafiltração)

ÚNICA – União da Indústria de Cana-de-açúcar

UNOPAR – Universidade Norte do Paraná

WPC – Concentrado proteico do soro

VOCs – compostos orgânicos voláteis

V – *Code Storage of liquids or Blending or Reaction*

% v/v – volume por volume, corresponde a mL (ou L) de soluto em mL de solução

% p/p – peso por peso, corresponde a gramas de soluto em 100 g de solução

SUMÁRIO

Capítulo 1: Introdução	18
1.1 Objetivos geral e específicos	21
1.2 Organização do estudo	21
Capítulo 2: A Questão Energética	23
2.1 A dependência do petróleo	23
2.2 Fontes alternativas de energia	27
2.2.1 Energia e biomassa	27
2.2.2 Combustíveis renováveis e a sustentabilidade	30
2.3 Etanol	31
2.3.1 Indústria de etanol	32
2.3.2 Histórico e surgimento dos veículos <i>flex fuel</i>	33
2.4 Dilema alimentos versus agroenergia	36
Capítulo 3: Soro de Queijo	39
3.1 Leite	39
3.2 Queijo	41
3.2.1 Histórico	41
3.2.2 Fabricação de queijo	41
3.3 Soro de queijo	44
3.3.1 Aspecto ambiental	44
3.3.2 Alternativas para o aproveitamento do soro	45
3.3.3 Composição e classificação do soro de queijo	47
3.3.4 Lactose	49
3.3.5 Proteínas	50
3.4 Panorama atual	52
3.4.1 Produção de leite e queijo mundial	52

3.4.2 Produção nacional de leite e queijo	55
Capítulo 4: Produção de etanol a partir do soro de queijo	64
4.1 Aspecto geral do processo	65
4.2 Etapas de separação da lactose	66
4.2.1 Ultrafiltração (UF)	68
4.2.2 Osmose inversa (RO)	74
4.3 Fermentação	75
4.3.1 O micro-organismo	77
4.3.1.1 Levedura <i>Kluyveromyces marxianus</i>	77
4.3.1.2 Levedura <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	81
4.4 Destilação do etanol	89
4.5 Plantas industriais de produção de etanol de soro	91
Capítulo 5: Metodologias: O simulador, as variáveis de projeto e operacionais	92
5.1 Abordagens utilizadas	93
5.1.1 O <i>SuperPro Designer</i> ®	93
5.1.2 Considerações utilizadas	94
5.1.3 Descrição da planta do processo de produção de etanol	95
5.2 Definições do processo	97
5.2.1 Modo de condução do processo	97
5.2.2 Entradas e saídas das etapas do fluxograma	98
5.2.2.1 Etapa de ultrafiltração (UF)	98
5.2.2.2 Etapa de secagem	99
5.2.2.3 Etapa de osmose inversa (RO)	100
5.2.2.4 Etapa de pré-tratamento	100
5.2.2.5 Etapa de fermentação	101
5.2.2.5.1 Batelada usando <i>Kluyveromyces</i>	102
5.2.2.5.2 Batelada usando <i>Saccharomyces</i>	103

5.2.2.5.3 Contínuo usando <i>Kluyveromyces</i>	104
5.2.2.5.4 Contínuo usando <i>Saccharomyces</i>	105
5.2.2.6 Etapa de recuperação de células	105
5.2.2.7 Etapa de destilação	106
5.2.3 Estrutura do processo e subprocessos	107
5.2.3.1 Inserção de dados nas correntes de alimentação	107
5.2.3.2 Inserção de dados físico-químicos e cinéticos	109
5.2.3.3 Inserção de informações sobre utilidades	112
5.2.3.4 Desenho da seção de separação da lactose (seção 1)	113
5.2.3.5 Desenho da seção de secagem (seção 2)	113
5.2.3.6 Desenho da seção de pré-tratamento (seção 3)	114
5.2.3.7 Desenho da seção de fermentação (seção 4)	114
5.2.3.8 Desenho da seção de recuperação de células (seção 5)	115
5.2.3.9 Desenho da seção de tratamento final (seção 6)	116
5.2.4 Operações realizadas nos equipamentos	117
5.2.4.1 Seção de separação de lactose (seção 1)	117
5.2.4.2 Seção de secagem (seção 2)	120
5.2.4.3 Seção de pré-tratamento (seção 3)	122
5.2.4.4 Seção de fermentação (seção 4)	124
5.2.4.5 Seção de recuperação de células (seção 5)	130
5.2.4.6 Seção de tratamento final (seção 6)	132
5.2.5 Planejamento do tempo para os processos em batelada	134
5.2.6 Avaliação econômica preliminar	135
Capítulo 6: Resultados e discussões	138
6.1 Processos em batelada	141
6.1.1 Rendimentos	141
6.1.2 Balanços de massa e correntes	142

6.1.3 Lista de equipamentos	158
6.1.4 Análise econômica preliminar	163
6.2 Processos em contínuo	167
6.2.1 Rendimentos	167
6.2.2 Balanços de massa e correntes	168
6.2.3 Lista de equipamentos	180
6.2.4 Análise econômica preliminar	183
6.3 Avaliação geral dos processos	186
6.4 Estimativa do potencial de produção de etanol a partir de soro de queijo	189
Capítulo 7: Conclusões e sugestões	191
Referências bibliográficas	194
Apêndice 1	209
Apêndice 2	214

Capítulo 1

Introdução

A preocupação ambiental, a promoção de bioenergias modernas, produzidas em condições ambientalmente corretas, e a valorização de resíduos agroindustriais vêm ganhando cada vez mais espaço no cenário atual. Nesse contexto estão as inúmeras modalidades de energias alternativas, principalmente os biocombustíveis, apesar da conspiração dos interesses petrolíferos.

Cada vez mais há procura por fontes alternativas de energia e a ideia de fermentar a lactose presente no soro (que, tradicionalmente, tem sido considerada como um resíduo) para produzir etanol ganhou a atenção. A utilização do soro tem sido um desafio desde que o homem começou a produção de queijos, e como a produção tem aumentado nos últimos anos, o volume de soro também cresceu, onde as fábricas de queijo foram construídas de muitas maneiras perto de corpos hídricos, para que maioria do soro fosse desviada para córregos ou rios. Os tempos modernos trouxeram a consciência do problema. O soro representa um poluente e há regulamentos que proíbem seu descarte em corpos hídricos, até mesmo em sistemas de esgotos municipais, cujos tratamentos convencionais não são apropriados para reduzir a carga poluente do soro de forma eficiente (GUIMARÃES et al., 2010).

Apesar da incontestável importância da produção de energia e alimentos de um país, há questionamentos de como os aspectos energéticos interferem na produção de

alimentos quando se trata, principalmente, da produção de biocombustíveis. Nos últimos anos, com o aumento dos preços das matérias-primas agrícolas e de alimentos, passou-se a questionar se uma das causas importantes para isso não seria a demanda de produtos agrícolas na fabricação de biocombustíveis. Assim, torna-se fundamental conhecer os diferentes sistemas de produção dos biocombustíveis e sua relação com os aspectos ambientais e energéticos com a produção de alimentos, já que os biocombustíveis são bastante diferentes entre si quanto aos impactos e benefícios (NOGUEIRA, 2008).

As políticas e incentivos que asseguram o desenvolvimento de um mercado competitivo para o etanol é reconhecidamente importante, desde que não comprometa a segurança alimentar nem os objetivos prioritários de redução da pobreza, fome e manejo sustentável dos recursos naturais. Assim como no caso do petróleo, a criação de um mercado mundial de bioetanol implica a adoção de um conjunto de medidas, para ampliar a segurança no seu fornecimento e a construção de alianças e desenvolvimento de mercados consumidores, com regras claras nos mecanismos de formação de preços (NOGUEIRA, 2008).

O futuro energético do século XXI é incerto, basicamente, por duas razões. A primeira se refere não apenas aos estoques, à disponibilidade de petróleo e à volatilidade dos preços do petróleo, mas à tolerância das sociedades contemporâneas com relação aos impactos do seu uso diante do aquecimento global. A segunda razão de incerteza quanto ao futuro energético do século XXI é que ninguém sabe de que maneira ocorrerá a descarbonização da matriz energética mundial (ABRAMOVAY, 2009).

Muitos países têm mostrado interesse no desenvolvimento da produção e no uso de bioetanol. Além de procurar cobrir suas próprias necessidades energéticas, busca-se constituir um mercado mundial para esse biocombustível, que aproxime países em condições de produzi-lo sustentavelmente do mercado de países potencialmente importadores, com vantagens para ambos.

Na atualidade, as demandas crescentes por um combustível renovável e ambientalmente adequado, associadas ao potencial que o bioetanol de cana-de-açúcar apresenta para atender a critérios objetivos de sustentabilidade, sinalizam a existência de perspectivas interessantes e condicionantes para esse combustível. Assim, o bioetanol pode

vir a ser um produto global, tomando por base sua demanda e oferta presentes e futuras, bem como as políticas e tendências relacionadas à sua produção e à sua comercialização.

O Brasil ocupa uma posição privilegiada na produção de etanol, considerando suas vantagens de tecnologia de produção e de sua agricultura. Segundo Pacheco (2011), a matriz energética brasileira é um exemplo internacional de sustentabilidade, comparando-se a média mundial de 14% com a do Brasil de 46,8% de uso de fontes renováveis. As tecnologias para produção de etanol podem ser de primeira geração, a partir de fontes sacaríneas ou amiláceas; e de segunda geração, a partir de fontes lignocelulósicas, ou seja, da celulose e hemicelulose. São diversas as fontes sacaríneas encontradas na natureza, porém tradicionalmente utilizam-se os resíduos destas fontes sacaríneas para produção do etanol. No caso do leite, o seu resíduo - o soro - é a principal fonte sacarínea para produção do biocombustível.

No caso da indústria de laticínios o soro de leite ou soro de queijo, como assim é chamado, configura como um potencial poluidor e seu excedente pode ocasionar danos ambientais, devido ao seu alto teor de matéria orgânica. Porém, esse excedente pode servir como matéria-prima na produção de etanol. Neste trabalho é proposto um processo de produção desse álcool através da conversão excedente de soro utilizando conceitos de biorrefinaria, minimizando assim a poluição causada pelo resíduo e agregando valor a uma planta de queijo gerando um produto de maior valor agregado.

Nesse contexto, nesta dissertação foram sugeridos alguns processos de produção que promova o aproveitamento do soro de queijo. Para isto, foi utilizada uma ferramenta de simulação para avaliação da produção do combustível. Foi utilizada uma base de simulação de 1000 (mil) toneladas de excedente de soro que representaria a geração de resíduo de uma queijaria brasileira. As simulações foram realizadas no software *Superpro Designer*® para análise da viabilidade técnica dos processos. Além disso, de forma complementar ao trabalho de simulação, foi realizada, também, análise econômica preliminar dos mesmos.

1.1 OBJETIVOS GERAL E ESPECÍFICOS

O objetivo geral do presente estudo foi a avaliação do aproveitamento de soro de queijo com vistas à produção de etanol em um contexto de biorrefinaria.

Para se atingir a meta proposta no objetivo geral, foram definidos alguns objetivos específicos, de forma a nortear o desenvolvimento da pesquisa.

- ✓ Pesquisa sobre o etanol e a sua importância na matriz energética brasileira.
- ✓ Levantamento do estado da arte da produção de leite e queijo.
- ✓ Avaliação do potencial do aproveitamento do soro de queijo.
- ✓ Levantamento dos insumos, dos agentes de fermentação e das operações unitárias necessárias para subsidiar o processo decisório do projeto das plantas.
- ✓ Aprendizado do funcionamento do simulador *Superpro Designer*®.
- ✓ Elaboração de propostas de *layout* de plantas para produção de bioetanol empregando as leveduras *Saccharomyces cerevisiae* e *Kluyveromyces marxianus*, em processo em batelada com recuperação de células e processo contínuo.
- ✓ Avaliação preliminar dos custos dos processos.

1.2 ORGANIZAÇÃO DO ESTUDO

Quanto à organização da presente dissertação, optou-se em organizá-la em 7 capítulos.

O capítulo **1 – Introdução** – traz uma breve apresentação sobre o tema da dissertação, bem como são apresentados os objetivos e a organização do estudo. Nos capítulos subsequentes serão feitas as seguintes abordagens.

O capítulo **2 – A Questão Energética** – apresenta uma visão geral sobre tema e uma breve abordagem sobre a questão energética brasileira.

O capítulo 3 – *Soro de Queijo* – apresenta uma visão contextualizada sobre a situação da indústria de laticínios no Brasil e no mundo, além de apresentar os conceitos, os tipos de soro existentes e composição química.

O capítulo 4 – *Produção de Etanol a partir do Soro de Queijo* – apresenta o estudo detalhado das etapas necessárias para a obtenção de combustível a partir do soro, mostrando detalhadamente as principais etapas dos processos utilizando dois micro-organismos diferentes.

O capítulo 5 – *Metodologias: O Simulador, as Variáveis de Projeto e Operacionais* – apresenta principalmente a abordagem geral sobre o simulador utilizado para avaliação dos processos bioquímicos sugerido nesta dissertação. Além disso, foram descritos os critérios de avaliação e todos os detalhes de projeto das plantas.

O capítulo 6 – *Resultados e Discussões* – apresenta todos os dados simulados no *SuperPro Designer*® como dados de correntes, principais indicadores financeiros e as análises dos resultados.

O capítulo 7 – *Conclusões e Sugestões* – apresenta as finalizações do trabalho e todos os pontos de melhorias para trabalhos futuros.

Além disso, no final da dissertação são listadas as referências bibliográficas consultadas que promoveram a construção e embasamento de todo o trabalho. Os apêndices foram incluídos, em mídia digital, para facilitar a consulta de todos os relatórios gerados durante as simulações, incluindo relatórios de correntes, de custos, de planejamento de horários das bateladas e o desenho das plantas.

Capítulo 2

A Questão Energética

2.1 A DEPENDÊNCIA DO PETRÓLEO

O aquecimento global e o avanço da poluição atmosférica, bem como o crescimento de energias alternativas e sustentáveis podem favorecer um cenário ambiental responsável pela decadência do petróleo. O mercado e o crescimento da demanda pelo petróleo como matriz energética poderá ser uma das principais causas de sua queda no cenário econômico de produção, além do esgotamento de suas jazidas (ABRAMOVAY, 2009).

Segundo Matutinovic (2009) o petróleo é a fonte de energia fundamental da civilização moderna. Ele alimenta o sistema de transporte, que está na base da sua agricultura altamente produtiva, e é amplamente utilizado como ingrediente em muitas categorias de produtos industriais: de produtos farmacêuticos, plásticos e de *chips* de computador. O óleo pode ser legitimamente considerado a alma da civilização industrial, onde as questões relacionadas à dinâmica de exploração e de sua fonte segura para o mercado mundial a um preço acessível são de extrema importância e tem recebido a devida atenção de geólogos, economistas e cientistas políticos.

O petróleo é um exemplo particularmente saliente que representa um desafio para o capitalismo dado o seu papel central no fomento de produção e transporte. Os mercados futuros de *commodities*, em parte, são colocados garantindo que o produto seja rapidamente produzido e entregue ao seu destino em um tempo curto. Tal como acontece com os produtos financeiros em geral, os preços nos mercados futuros do petróleo decorre da conjectura sobre os preços possíveis. Preços futuros são, por definição, especulativos e indissolúvelmente ligados aos comerciantes e às percepções de elite da projetada oferta e demanda, moldados por agentes de negócios e representações da mídia, a reação do público esperado para a crise, e os cálculos industriais de segurança e de incerteza em investimentos (ZALIK, 2010).

Segundo Friedrichs (2010), a escassez do petróleo foi prevista várias vezes, como foi nas décadas de 20, 30 e 40, por intermédio da teoria do pico de petróleo, que se confirmou em 1973 e 1979, com a crise do petróleo. Embora ainda não tenha se esgotado, é fato que o petróleo é um recurso finito. No entanto, dada à importância momentânea do óleo, as advertências devem ser levadas a sério para se avaliar as possíveis consequências de uma crise. Um exemplo é o Japão que em 1945 era tão sedento de combustível, sendo difícil encontrar gasolina suficiente para abastecer os navios e aviões. Assim se desencadeou o ataque japonês na Ásia Oriental, que resultou numa guerra na região do Pacífico onde o Japão se sentia ameaçado pelo fantasma de um embargo comercial dos Estados Unidos.

Por outro lado, a respeito da elevação dos preços de petróleo, Matutinovic (2009) pondera que a tecnologia pode desempenhar papel perverso sobre o potencial de mudanças de longo prazo no comportamento do consumidor, fornecendo motores mais eficientes energeticamente, consequentemente, anulando os efeitos da alta dos preços sobre os hábitos de condução. Em segundo lugar, os governos podem optar por aumentar em vez de reduzir os subsídios à indústria do petróleo, reduzindo assim o preço de mercado da gasolina, diminuindo temporariamente a probabilidade de efeitos potenciais do elevado preço do petróleo na demanda do consumidor. Terceiro, o preço elevado do petróleo tende a apoiar os investimentos na exploração, extração e refinarias, que têm sido até agora insuficientes para atender a crescente demanda mundial por petróleo. Em quarto lugar, países importadores de petróleo, como EUA e Canadá podem explorar o ressentimento dos consumidores sobre questões relacionadas à política externa para ganharem apoio público

para a exploração agressiva das reservas de petróleo, como areias betuminosas e xisto betuminoso, que estão localizados em ambientes frágeis ou áreas protegidas. Quinto, as principais potências econômicas e militares poderiam exercer pressão política sobre os países exportadores de petróleo para manter sua extração, com demanda mundial, em um nível de preços que se adapte às suas políticas de crescimento econômico sustentado.

Ainda de acordo com Friedrichs (2010), a chamada “grande fome” é um exemplo paradigmático de como a falta de um recurso-chave como o petróleo pode ter repercussões tão importantes afetando a infraestrutura e economia de um país. A crise energética na Coreia do Norte, em 1990, obrigou muitas pessoas a dependerem da biomassa para cozinhar e para aquecimento. Segundo Nogueira (2008), as biomassas são recursos naturais que dispõem de bioenergia e que podem ser processadas a fim de fornecer formas bioenergéticas. Os exemplos mais comuns de fontes de bioenergia são a lenha e os resíduos de serrarias, o carvão vegetal, o biogás resultante da decomposição anaeróbia de lixo orgânico e outros resíduos agropecuários, bem como os biocombustíveis líquidos, como o bioetanol e o biodiesel, e a bioeletricidade, gerada pela queima de combustíveis como o bagaço e a lenha.

Entre os anos de 2000 e 2008, o preço do barril teve alta de 400%, causado em grande parte por especulações no mercado. Desde 2005, não houve aumento da produção do petróleo, por outro lado a demanda continua crescendo. Um dos três países que podem aumentar a produção é o Brasil. O país, também, pretende avançar na produção de biocombustíveis, porém incapazes de substituir o petróleo em sua totalidade neste momento, pois o petróleo não é somente fonte de combustível, mas também matéria-prima de vários produtos (ABRAMOVAY, 2009).

Dada à instabilidade em curso no Oriente Médio, o setor energético continua recebendo a atenção dos economistas e formuladores de políticas. O efeito do aumento de preços do petróleo no crescimento em longo prazo e o desempenho da economia de importação apresenta pequeno desenvolvimento. Isso é importante, já que economias menos desenvolvidas têm sido tipicamente mais dependentes do petróleo do que são as economias mais desenvolvidas, e como resultado mais negativo afetado pelo aumento do preço do petróleo. Esta evidência sugere que é muito natural esperar que um choque do preço do petróleo possa ter mais graves consequências econômicas ou em um país em desenvolvimento do que em uma economia moderna e industrializada (SCHUBERT e

TURNOVSKY, 2009). Apesar dessa afirmação, no Brasil, o choque do petróleo de 1973 fomentou o programa Proálcool, o que representou um marco na produção de biocombustíveis para o país, levando à incorporação do etanol na matriz energética brasileira, tornando-o uma alternativa efetiva à gasolina. Inicialmente o Proálcool contemplava a mistura obrigatória do etanol à gasolina (BASTOS, 2007).

A alta volatilidade do preço do petróleo pode significar que estamos próximos ao pico de sua extração e também do excesso de capacidade produtiva já que a taxa de fornecimento de petróleo esta relacionada com suas reservas, com a capacidade de extração e o preço de mercado (ZALIK, 2010). O declínio mundial de produção de petróleo pode não só levar a preços mais altos, mas também provocar uma transição do petróleo para outras fontes de energia, como por exemplo, a energia renovável. A produção de biocombustíveis pode atenuar a situação dos países ricos, porém pode agravar para os pobres, com uma possível diminuição da produção de alimentos trazendo consequências inevitáveis como a fome, doenças e êxodo em massa. No entanto, as chances para as energias renováveis são maiores do que para outras fontes de energia, podendo mitigar os impactos que a crise do petróleo pode trazer (FRIEDRICHS, 2010). Por outro lado, quando se pensa em biocombustíveis, não se pode avaliar tão somente a dialética combustíveis vs alimentos, mas sim pensar em soluções que permitam a produção de ambos.

Schubert e Turnovsky (2009) argumentam sobre a necessidade de adaptações institucionais no sentido de complementar e facilitar o processo de transição para a civilização pós-petróleo. Nesse contexto, os países deverão: redirecionar subsídios da indústria do petróleo para fontes de energias alternativas e tecnologias de poupança de energia; investir em infraestrutura de transporte e pela extensão de subsídios aos serviços de transporte público; investir em infraestrutura para recarregar veículos híbridos e com a opção de oferecê-la em concessão a empresas privadas; oferecer incentivos fiscais para empresas que fornecem nova geração de veículos de transporte. Ainda segundo os autores, persistentemente, os preços elevados do petróleo iriam apoiar inovações na indústria de transportes e na produção de energia alternativa sendo que ambos levariam a uma retroalimentação positiva, com as mudanças nas preferências dos consumidores.

Toda essa discussão aponta que há um elevado nível de incerteza sobre os efeitos que o preço final do mercado de petróleo irá exercer sobre a indústria e o comportamento do consumidor e, conseqüentemente, sobre a duração do prazo do processo de adaptação.

Nesse sentido, do ponto de vista normativo, pode-se supor que um prazo mais longo, em tese, é um cenário desejável, pois iria garantir o tempo necessário para um processo de mitigação, evitando assim, grandes rupturas sócio-econômicas no planeta.

2.2 FONTES ALTERNATIVAS DE ENERGIA

2.2.1 Energia e Biomassa

Segundo Nogueira (2008), energia é a capacidade de promover mudanças, que pode se apresentar de muitas formas, como por exemplo, a energia térmica, elétrica e química, sejam elas naturais ou determinadas pelo homem. Em se tratando de energia química, que é a forma de energia fornecida de reações químicas, está inserido, particularmente, o conceito de bioenergia.

A bioenergia é a energia produzida a partir de biomassa, como culturas energéticas, resíduos florestais ou orgânicos (FAO, 2008), sendo considerada a principal forma de suprimento energético exógeno utilizado pelo homem ao longo de sua história e concebida na moderna produção de biocombustíveis sob tecnologias de produção e conversão, atendendo aos pressupostos de sustentabilidade e sendo reconhecida como uma forma renovável de suprimento energético (NOGUEIRA, 2008). O sistema de produção de bioenergia geralmente consiste em duas etapas básicas no processamento da biomassa. A primeira etapa consiste, geralmente, no tratamento preliminar ou separação da biomassa e, a segunda etapa consiste na conversão de biomassa em produtos energéticos, por exemplo, calor, eletricidade, gás e combustíveis líquidos como o etanol e o biodiesel. A conversão é realizada através de três vias principais: termoquímicas (gaseificação, combustão e pirólise), bioquímicas (digestão anaeróbica e fermentação) e físicas (extrações mecânicas e químicas), das quais as duas primeiras são comumente utilizadas (NGUYEN et al., 2009).

A biomassa é vista como uma fonte de energia interessante por várias razões, principalmente porque a bioenergia pode contribuir para o desenvolvimento sustentável (HOOGWIJK et al., 2003). Os estudos realizados pelo Departamento de Energia e Agricultura dos Estados Unidos indicam uma produção anual de biomassa para fins energéticos e industriais de um bilhão de toneladas (base seca) em 2030, que será capaz de

reduzir em 30% a demanda prevista de petróleo (LING, 2008). Segundo Gokcol et al. (2009) a biomassa é uma das mais promissoras fontes de energia consideradas alternativa para substituir os derivados de petróleo. No entanto, a capacidade agrícola mundial em produzir energia sem comprometer a segurança alimentar da população, tem sido contestada. As condições climáticas, disponibilidade de recursos hídricos e expansão territorial continental, denotam ao Brasil papel de destaque no novo cenário mundial.

Desde as primitivas fogueiras há mais de 500 mil anos, a lenha foi uma biomassa importante e que atendia às necessidades domésticas de energia para cocção e aquecimento, além de suprir os primitivos sistemas de iluminação, que empregavam gorduras vegetais e animais em candeeiros e velas. O esgotamento das reservas de lenha disponíveis na Europa Ocidental contribuiu para exploração do carvão mineral, energia fóssil disponível em quantidades abundantes e que tinha um fácil acesso na época, que juntamente à máquina a vapor, tornou-se um dos fatos desencadeadores da Revolução Industrial (NOGUEIRA, 2008).

No Brasil colonial, os engenhos de açúcar do Recôncavo Baiano, durante o século XVII, compreendem um registro de processo agroindustrial relevante economicamente e que era suprido pela energia de biomassa – a lenha. O bagaço de cana era empregado também na alimentação dos bois de carro ou era destinado para outros fins, pois esse subproduto poderia constituir a fonte de energia básica para o processo produtivo, como acontece nas usinas de açúcar e bioetanol de hoje, que não usam lenha e ainda produzem excedentes consideráveis de energia exportável na forma de bagaço e eletricidade (LEITE et al., 2009b).

Em regiões tropicais, como é o caso do Brasil, a amplitude dos recursos bioenergéticos ajuda a entender porque os combustíveis fósseis passaram a ser utilizados com alguma relevância, já que a lenha era mais importante do que o petróleo no suprimento energético até a década de 1960. Assim, tanto em muitas estradas de ferro brasileiras, que eram quase a única forma de transporte de carga a médias distâncias, quanto nas embarcações da Amazônia e nas gaiolas do rio São Francisco, a lenha era o único combustível empregado até meados do século XX (BRASIL, 2010a).

A biomassa tem um valor potencial de energia, tanto como combustível para geração de calor e energia e como matéria-prima para a produção de compostos químicos e

materiais. A produção de combustível e de energia a partir de biomassa representa, portanto, um segmento de mercado importante para a biotecnologia. Nos EUA, cerca de 4,5 bilhões de litros de bioetanol são atualmente produzidos a partir de milho e utilizados com a gasolina que, em 2007, tem uma taxa de consumo anual de 140 bilhões de galões. O Brasil aumentou sua base de cana-de-açúcar e produção de etanol chegando a uma produção anual de 15 bilhões de litros (4 bilhões de galões), capaz de satisfazer mais de 33% da gasolina consumida no país (YANG, 2007).

Ainda no contexto de bioenergia, a produção de biocombustíveis líquidos tem sido considerada para atender particularmente às necessidades de transporte veicular. Até o momento não há alternativas renováveis com maturidade tecnológica e viabilidade econômica suficiente para esse fim, além dos biocombustíveis. Os biocombustíveis líquidos podem ser utilizados de forma bastante eficiente em motores de combustão interna que equipam os mais diversos veículos automotores. Os motores veiculares se classificam basicamente em ciclo Otto e ciclo Diesel, para o primeiro recomenda-se o bioetanol e para o segundo o biodiesel. Os biocombustíveis podem ser usados puros ou misturados com combustíveis derivados do petróleo, sendo interessante observar que durante a segunda metade do século XIX os biocombustíveis representavam a fonte de energia preferencial para os motores de combustão interna, com a adoção do bioetanol, por Henry Ford, e do óleo de amendoim, por Rudolf Diesel. Porém, esses produtos foram sendo substituídos, respectivamente, pela gasolina e pelo óleo diesel à medida que os combustíveis derivados de petróleo passaram a ser abundantes e baratos (NOGUEIRA, 2008). Além disso, é conhecida a grande emissão de CO₂ da combustão dos derivados do petróleo (gasolina, diesel) no setor de transportes, aumentando os problemas ambientais relacionados à acumulação de CO₂ e outros gases de efeito estufa (MALAJOVICH, 2010). Assim, é importante salientar a contribuição dos biocombustíveis na redução dos problemas ambientais citados; e em decorrência disso, a produção de etanol cresceu na Tailândia e em diversos países do mundo, emergindo como combustível alternativo automotivo (NGUYEN et al., 2007).

Segundo Nogueira (2008) em termos globais, e atualizando os dados da Agência Internacional de Energia (AIE), a demanda de energia comercial (isto é, que passou pelos mercados energéticos), em 2007, foi de 470 milhões de GJ, correspondendo a cerca de 82 bilhões de barris de petróleo em um ano. Desse consumo total, aproximadamente 88%

foram obtidos de recursos fósseis, especialmente carvão mineral e petróleo. O restante foi conseguido mediante bioenergia, energia hidrelétrica, energia nuclear e energia eólica. A bioenergia, cujo aporte anual é estimado em 45 milhões de GJ, pode ser encontrada em uso nos fogões a lenha de grande parte das moradias de todo o mundo, nos fornos e fornalhas de caldeiras de muitas agroindústrias e nos tanques de combustível de um número crescente de veículos.

A bioenergia cada vez mais aponta para a redução da contribuição das energias tradicionais, a serem mantidas circunscritas às situações de menor impacto, enquanto as bioenergias modernas se expandem, ocupando o espaço das fontes energéticas fósseis. Dessa forma, a bioenergia, progressivamente, deixa de ser considerada uma energia “antiga” e passa a ser reconhecida como uma forma energética moderna, competitiva e adequada, em condições de proporcionar uma nova revolução tecnológica e uma opção viável para o desenvolvimento sustentável. Em uma análise mais ampla, a bioenergia só pode ser considerada sustentável se considerar o emprego das técnicas de produção sustentáveis (NGUYEN et.al., 2009). Nesse contexto, estão as biorrefinarias onde ocorre o processamento sustentável e integrado de biomassas em bioprodutos e bioenergia. Além disso, sabe-se que uma biorrefinaria visa a minimização dos resíduos e emissões atmosféricas.

2.2.2 Combustíveis renováveis e a sustentabilidade

No que tange à avaliação de fontes de energia renováveis, Nogueira (2008) enfatiza que uma visão ampla e não apenas energética, impõe-se decisivamente, de modo que os sistemas energéticos sejam não apenas conceitualmente renováveis, mas, também, sustentáveis. De acordo com a definição de sustentabilidade proposta pela Comissão Brundtland nos anos 1980, espera-se que os sistemas energéticos sejam capazes de “satisfazer às necessidades das gerações atuais sem comprometer as futuras, atendendo ao equilíbrio social e ecológico”. Já em 1992 após a Conferência das Nações Unidas para o Meio Ambiente e o Desenvolvimento, o Earth Summit, realizado no Rio de Janeiro, a sustentabilidade passou a ter um conceito mais amplo e que considera as perspectivas de crescimento dos países, sendo contextualizada em três pilares principais: ambiental, social e econômico. Ainda segundo Nogueira (2008) não é fácil determinar a sustentabilidade de

um sistema energético, já que depende não apenas do vetor energético em si, mas, fundamentalmente, do contexto de sua produção e utilização. Todavia, é mais simples demonstrar a insustentabilidade de um sistema energético do que assegurar a sustentabilidade de sistemas baseados em energias renováveis, principalmente no caso das bioenergias.

De acordo com Farrell (et al., 2006), o principal objetivo do uso do bioetanol como combustível é a substituição dos derivados de petróleo, permitindo diminuir a dependência por tais recursos fósseis e mitigar as emissões de gases de efeito estufa. Contudo, a extensão em que um biocombustível pode substituir um combustível fóssil depende, essencialmente, da maneira pela qual ele é produzido. Como todas as tecnologias de produção envolvem (direta ou indiretamente) o uso de recursos fósseis, o benefício associado ao uso de um biocombustível depende da economia efetiva de energia não renovável que ele proporciona quando comparado ao seu equivalente fóssil.

Nessa mesma linha, Cardona e Sánchez (2007), o etanol é um dos mais importantes combustíveis renováveis contribuindo para a redução dos efeitos negativos gerados pela utilização de combustíveis fósseis. No entanto, esses autores ressaltam que a produção de etanol não é um processo simples, já que depende da transformação dos recursos biológicos, tais como, principalmente, a biomassa, que requer a preparação prévia das matérias-primas para a fermentação.

2.3 ETANOL

O etanol (C_2H_5OH), também chamado álcool etílico, é um líquido incolor, miscível em água e muito utilizado em diversos processos industriais, além ser combustível de motores a explosão e aditivo da gasolina. Ao contrário dos combustíveis fósseis, o etanol é uma fonte de energia renovável quando produzida por fonte renovável (biomassa), obtido por processo bioquímico fermentativo. Entretanto, o etanol pode ser de fonte não renovável (petróleo) obtido por processo petroquímico ou carboquímico (BASTOS, 2007; KAMINSKI et al., 2008). Nos processos bioquímicos o etanol é obtido a partir de açúcares de fontes sacaríneas (lactose, cana-de-açúcar, melão), de fontes amiláceas (milho, batata, arroz, sagu, mandioca e trigo) e de fontes lignocelulósicas (celulose e hemicelulose)

(PRASAD et al., 2007; CARDONA et al., 2007). Já nos processos químicos sintéticos, o álcool é obtido de hidrocarbonetos insaturados, como o eteno e o etino, e de gases de petróleo e da hulha (BASTOS, 2007).

A matriz energética brasileira é reconhecida como a mais limpa do mundo, devido a seu alto grau de fontes renováveis. A participação do petróleo e de seus derivados na matriz energética diminuiu cerca de oito pontos percentuais de 45,5% em 2000 para 37,9% em 2009, permitindo que o etanol emergisse recentemente como o segundo principal combustível para motores de combustão interna (ABRAMOVAY, 2009). No final de 2009, aproximadamente 18% da energia consumida no país veio de biomassa (SOUSA e MACEDO, 2011).

O etanol permite uma combustão mais limpa já que emite menos gases do efeito estufa que seus concorrentes fósseis e contribui para um melhor desempenho dos motores. Quando queimado em motores de combustão interna, o álcool combustível libera menos quantidades de CO e SO₂ do que a gasolina e o diesel (HARIJAN et al., 2009). Para cada litro de etanol consumido em um motor *flex*, cerca de 1,7 kg de CO₂ deixam de ser emitidos na atmosfera (MACEDO e SEABRA, 2008 *apud* UNICA, 2010). Mesmo quando misturado à gasolina comporta-se como um aditivo capaz de melhorar suas propriedades (KAMINSKI et al., 2008).

2.3.1 Indústria de etanol

O Brasil é líder mundial na produção de cana de açúcar e, devido ao comprometimento do Brasil com o desenvolvimento de seu potencial de bioenergia moderna, a indústria de etanol brasileira baseada na cana de açúcar conta com 432 usinas em operação no país, das quais 251 são unidades mistas, produtoras tanto de açúcar quanto de etanol e 162 são destilarias, sendo todas autossuficientes na produção de energia térmica e de eletricidade (UNICA, 2010).

A produção de etanol brasileira atingiu 27 bilhões de litros na safra de cana de açúcar de 2008/2009 que corresponde um aumento de 23% em relação à safra anterior conforme mostrado na Figura 1.

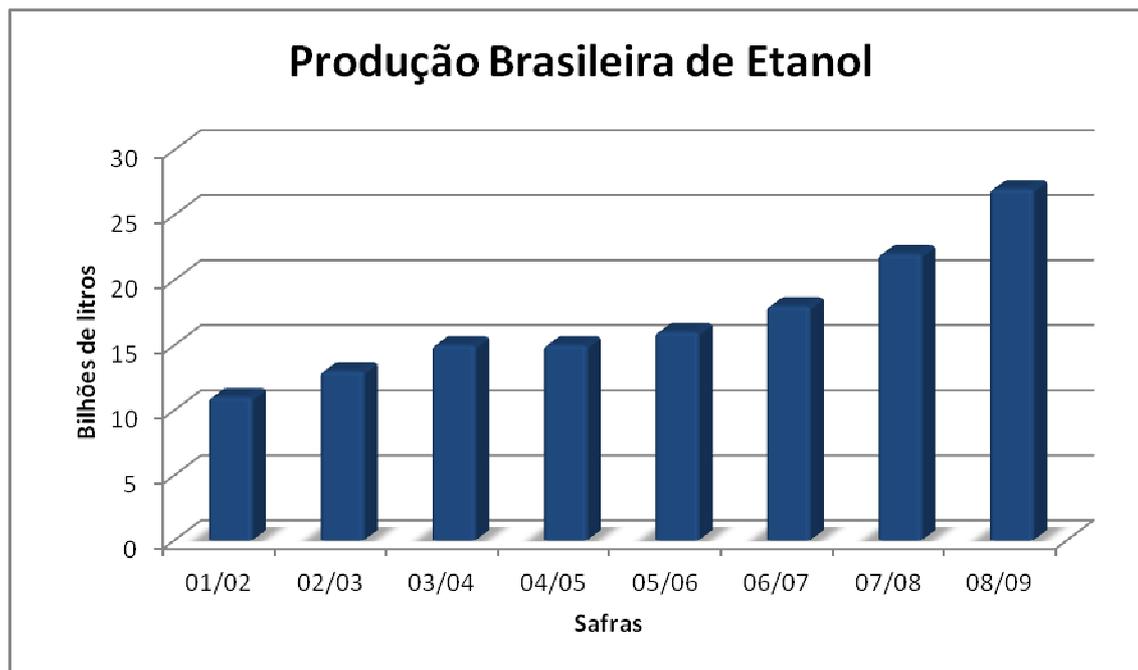


Figura 1 – Produção Brasileira de etanol.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da UNICA (2012).

A maior parte da produção, cerca de 84%, é absorvida pelo mercado interno e o restante é direcionado à exportação (ABRAMOVAY, 2009). Segundo Sousa e Macedo (2011) as exportações brasileiras de etanol somaram 5,12 bilhões de litros em 2011, sendo seus principais compradores: os Estados Unidos (34%), Países Baixos (26%), Jamaica (8%) e El Salvador (7%).

2.3.2 Histórico e surgimento dos veículos *flex fuel*

O Brasil é o pioneiro na utilização do etanol como combustível veicular iniciado na década de 1920, mas somente ganhou impulso na década de 1970 com programa Pró-Álcool. O programa foi criado no Brasil como estímulo à crise mundial do petróleo (UNICA, 2010) fazendo do etanol parte integrante da matriz energética brasileira. Apesar de o programa ter enfrentado inúmeros desafios ao longo dos anos, especialmente no fim da década de 1980 quando os preços do petróleo caíram e os do açúcar aumentaram, floresceu novamente nessa década devido aos altíssimos preços da gasolina, às

preocupações ambientais e à introdução dos veículos *flex fuel* (MUSSATTO et al., 2010). O sucesso do programa de etanol do Brasil é hoje impulsionado por dois grandes fatores: a mistura obrigatória e a expansão do mercado de carros flex. A indústria automobilística fez investimentos pesados na tecnologia *flex fuel* e, hoje, oferece mais de sessenta modelos de carros flex, onde nove de cada dez carros novos vendidos no mercado brasileiro possuem tecnologia *flex fuel* (ABRAMOVAY, 2009).

A opção dos veículos *flex fuel* trouxe grande aceitação pelos consumidores, na medida em que oferece aos proprietários principalmente a opção do uso da gasolina e/ou bioetanol hidratado (UNICA, 2010). A crescente demanda de combustível para esses veículos trouxe um aumento de etanol de mais de 50% do total de combustível consumido pelos veículos leves que circulam no país (UNICA, 2010; ABRAMOVAY, 2009). O aumento da demanda por etanol como fonte de combustível tem ampliado a necessidade de encontrar novas utilizações para os co-produtos do processo. Assim, o processamento de etanol e seus derivados são atualmente motivo de diversas pesquisas.

O Brasil produz dois tipos de etanol: o hidratado, apresentando um teor de água de 5% em volume (UNICA, 2010) e o anidro, que é isento de água. O etanol hidratado é utilizado em veículos equipados com motores movidos exclusivamente a etanol ou *flex fuel*, enquanto o etanol anidro é utilizado como aditivo da gasolina (KAMINSKI et al., 2008). Vários países estão passando a misturar etanol anidro à gasolina para reduzir o consumo de petróleo, aumentar a octanagem e fornecer aos motoristas um combustível menos poluente. O etanol tem uma menor pressão de vapor que a gasolina que resulta em menores emissões evaporativas e sua inflamabilidade no ar também é muito menor do que da gasolina, o que reduz o número da gravidade dos incêndios veiculares (HARIJAN et al., 2009). A gasolina vendida no Brasil contém de 20% a 25% de etanol anidro (UNICA, 2010). A destilação do etanol hidratado a anidro pode ser realizada por meio de destilação convencional ou azeotrópica. Como solução de etanol-água forma um azeótropo com ponto de ebulição mínimo de composição de 89,4% em mol de etanol e 10,6% em mol de água à pressão atmosférica normal, as soluções de água-etanol produzidas no processo pode ser continuamente corrigida para dar às melhores soluções contendo 89,4 mol% de etanol à pressão atmosférica normal (KUMAR et al., 2010).

A frota *flex fuel* trouxe novas perspectivas para a expansão da agroindústria da cana no Brasil e o aumento da demanda internacional de bioetanol anidro para uso em misturas

com a gasolina (WESSELER, 2007), permitindo também que o etanol ultrapassasse a gasolina em 2008. Os veículos *flex* representam, hoje, cerca de 90% dos carros novos vendidos no mercado brasileiro (UNICA, 2010; SOUSA e MACEDO, 2011) conforme mostrado na Figura 2.

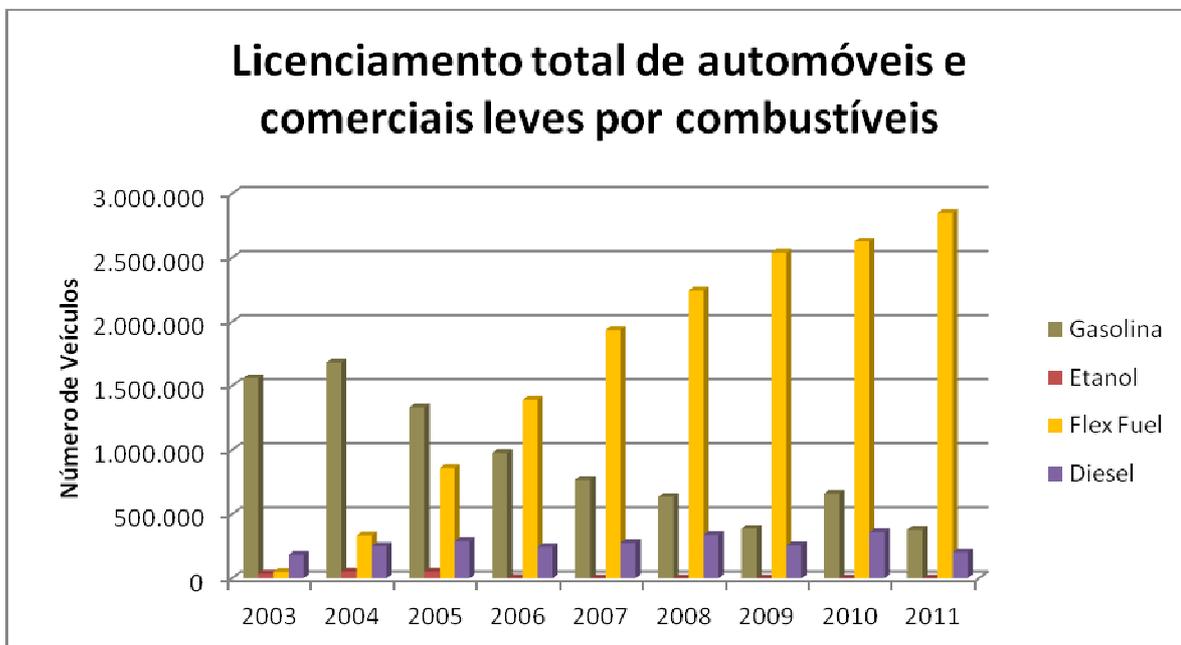


Figura 2 – Licenciamento total de automóveis comerciais leves por combustível.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da ANFAVEA (2011).

Devido aos produtos e serviços fornecidos pela cadeia de petróleo serem muito mais vastos, com custos que são relativamente baixos, esses se tornam uma barreira significativa para as fontes alternativas (SZKLO e SCHAEFFER, 2006). No entanto, muitas pesquisas estão sendo realizadas para se obter o maior número de substituintes dos derivados do petróleo.

A maior expectativa para o aumento do mercado de etanol vem dos Estados Unidos que tem investido muito nesse setor nos últimos anos (MUSSATTO et al., 2010), aumentando substancialmente a sua produção por causa do rápido aumento do preço do petróleo desde a década de 1970, e a necessidade de desenvolvimento de fontes alternativas de energia (LIN e TANAKA, 2006).

O histórico dos Estados Unidos como importador de etanol brasileiro é expressivo, em 2008 importaram 556 milhões de litros de etanol, correspondendo um gasto de 1,25 bilhão de dólares, para atender as necessidades internas de combustível. No entanto, em 2010 se tornou um produtor mundial de etanol produzindo 13,2 bilhões de galões (49,2 bilhões de litros) (RFA, 2012), gerando uma receita de aproximadamente 825 milhões dólares em exportação. Hoje conta com 209 refinarias e 25 ainda em construção (RFA, 2012; SAUNDERS et al., 2009) e em 2011 conseguiu ultrapassar o nível de exportação do ano anterior e muito próximo de liderar a produção mundial de etanol (USDA, 2011). A principal biomassa utilizada na produção dos Estados Unidos vem do milho (RFA, 2012).

A Europa e o Japão também estão com os grandes mercados de etanol e possibilidade de expansão em um curto período (MUSSATTO et.al., 2010). No Paquistão, por exemplo, o uso do etanol como combustível para transportes tem trazido muitas vantagens econômicas (HARIJAN et.al., 2009).

2.4 DILEMA ALIMENTOS VERSUS AGROENERGIA

Atualmente, a produção global de biocombustíveis é baixa, mas está aumentando continuamente. Esse crescimento é devido aos investimentos que muitos países estabeleceram para o cumprimento de metas de substituição de parte dos combustíveis fósseis por biocombustíveis. A previsão é que em 2020, 10% da energia utilizada nos transportes deverão ser de fontes de energias renováveis. No entanto, as principais matérias-primas utilizadas, atualmente, para produção de biocombustíveis estão direta ou indiretamente ligadas a produção de alimentos e especialistas afirmam que a produção de biocombustíveis aumenta significativamente os preços de matérias-primas e, conseqüentemente, de alimentos já que impulsiona este mercado (AJANOVIC, 2011).

A competição entre a produção de energia e alimentos envolve questões mais complexas do que a disponibilidade ou não de terras agriculturáveis. O mercado agrícola não é estável. As fortes oscilações na cotação do preço dos alimentos entre cada safra provocam variações na oferta da produção na safra seguinte. Não esquecendo, é claro, do elevado custo de produção e ação de intempéries climáticas, que provocam instabilidades no mercado agrícola. Já o mercado da bioenergia é mais estável. A garantia de compra por

parte das usinas produtoras a preços pré-estabelecidos fornecem maior garantia aos produtores, que optam por produzir energia ao invés de produzir alimentos (ABRAMOVAY, 2009).

Além disso, a problemática envolvendo a produção dos biocombustíveis é mais abrangente do que a simples discussão sobre a sua influência ou não na segurança alimentar. Os sistemas agrícolas são complexos, envolvendo uma série de processos econômicos, culturais e de relação com o meio ambiente em diferentes intensidades de acordo com a região (DEMIRBAS, 2008).

O conflito de alimentos versus energia no Brasil não faz sentido, afirma Abramovay (2009), apesar da produção de cana-de-açúcar, nas últimas décadas, ter aumentado de 100 milhões de toneladas em 1976 para 605 milhões de toneladas processadas na safra de 2009/2010 (UNICA, 2010), o Brasil não reduziu o ritmo de produção de alimentos. Ao contrário, a safra de grãos de 2007/2008, mais de 140 milhões de toneladas, bateu recorde histórico e a produção praticamente dobrou na última década. Vale ressaltar, ainda, que a produção de cana da safra de 2009/2010 ocupou uma área cultivada de 8,51 milhões de hectares correspondendo a 2,5% do total de terras cultiváveis brasileiras (UNICA, 2010).

Da área cultivada com cana-de-açúcar destinada à produção de etanol no Brasil, ressalta-se que os 3,4 milhões de hectares equivalem a apenas 7% da atual área utilizada com grãos. Se incluirmos as áreas de pastagens e aquelas consideradas aptas à produção agrícola, totalizando 354 milhões de hectares de terras agricultáveis, segundo o IBGE, esse percentual se reduz para apenas 1%. Cabe mencionar que com apenas 1% de terras agricultáveis o setor pode produzir etanol suficiente para substituir mais da metade de todo o consumo nacional de gasolina e ainda gerar excedentes exportáveis da ordem de 15% da sua produção (MURPHY et al., 2011).

A agricultura brasileira como um todo, na produção de alimentos e energia, tem sido um sistema poupador de área, no qual o crescimento tem sido impulsionado por produtividade e não por mobilidade ou desmatamento (ABRAMOVAY, 2009). Desta forma não se pode atribuir negativamente que o cultivo de cana seja responsável pela maior parte da ocupação das terras agricultáveis do país, visto que, ao contrário do biodiesel, a cana ocupa pequena parte nestas terras.

No cenário internacional é importante observar que a crise dos alimentos é multidimensional. Diversos são os fatores que pressionam os preços dos alimentos, mas a responsabilidade por sua elevação está sendo atribuída injustamente aos biocombustíveis, de forma generalizada. A relação da produção de biocombustíveis com a alta global dos preços dos alimentos se circunscreve basicamente ao programa norte-americano de etanol produzido a partir do milho. Atualmente, cerca de 20% da produção de milho norte-americano tem sido empregada na produção de etanol, na medida em que respondem por mais de 60% da exportação mundial dessa *commodity*, o uso de parte significativa se sua produção para fins energéticos tem provocado à elevação dos preços internacionais (MUELLER et.al., 2011).

Existem recursos ociosos que permitem aumentar tanto a produção de alimentos como a de biocombustíveis, desde que haja avanço e difusão das melhorias técnicas de produtividade. O desenvolvimento dos biocombustíveis traz oportunidades de geração de renda e amplia a tecnologia de produção agrícola podendo gerar ganhos de bem-estar que podem melhorar o poder de compra e diminuir a vulnerabilidade a choques de preços de alimentos e energia (EWING e MSANGI, 2009).

O futuro dos biocombustíveis, bem como sua relação com a segurança alimentar e desenvolvimento agrícola é incerto. Desenvolvimentos tecnológicos podem garantir um aumento na eficiência e redução nos custos dos biocombustíveis. A evolução dos combustíveis de segunda geração, produzidos a partir de matérias-primas de menor valor agregado podem garantir maior sustentabilidade ao setor. No entanto, a expansão da produção da bioenergia pelo governo tem acirrado os debates sobre as influências dessa expansão sobre as relações sociais, ambientais e econômicas da agricultura brasileira, bem como os riscos à segurança alimentar da população mais carente (ABRAMOVAY, 2009).

Capítulo 3

Soro de Queijo

Como a geração de resíduos está intimamente atrelada ao processo produtivo, assim não se pode falar de soro de queijo sem antes fazer uma abordagem sobre o leite e a produção de queijo.

3.1 LEITE

O leite, por definição do Ministério da Agricultura Pecuária e Abastecimento (Mapa), é o produto oriundo da ordenha completa e ininterrupta, em condições de higiene, de vacas sadias, bem alimentadas e descansadas. O leite de outras espécies de animais deve conter o nome da espécie de que proceda (BRASIL, 2011c).

Não se sabe a data em que o homem passou a beber o leite de algum animal selvagem. Entretanto, acredita-se que as primeiras ordenhas para alimentar o homem tenham sido da ovelha, depois da cabra e da vaca (VALSECHI, 2001).

A Figura 3 mostra a produção mundial de leite em função da produção de diversas espécies de animais, onde percebe-se que, em 2010, a produção total ultrapassou 700 milhões de toneladas.

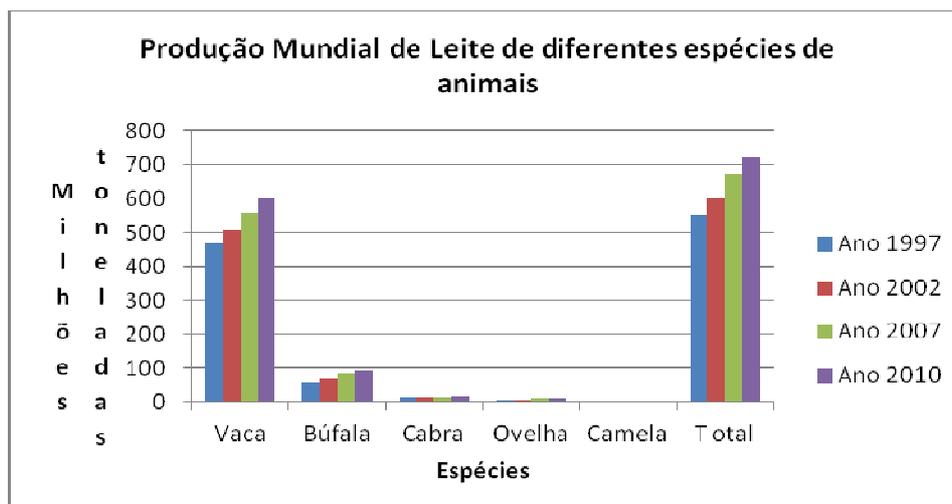


Figura 3 – Produção mundial de leite entre diferentes espécies.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da BRASIL (2012e).

Um dos alimentos mais completos em termos nutricionais - o leite - é tão antigo quanto à própria humanidade. Além disso, é considerado um dos produtos da agropecuária mais importante em todo o mundo, devido ao seu valor econômico e dietético. Propicia várias alternativas de industrialização e produção de derivados. A classificação do leite é de acordo com o modo de produção, composição e requisitos físico-químicos e biológicos, recebendo assim as denominações de A, B ou C. Utilizado como principal fonte de alimento entre os mamíferos possui composição variável o que dificulta a caracterização quantitativa de seus componentes (BECCHI, 2003). Entretanto, a composição básica do leite integral é mostrada na Tabela 1.

Tabela 1 – Composição do leite integral.

Componentes	Teores (%)
Água	87
Sólidos	13
Lactose	37
Gordura	30
Proteínas	27
Sais minerais	6

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da Láctea Brasil (2011).

3.2 QUEIJO

Segundo a Portaria nº146 do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA), entende-se por queijo o produto fresco ou maturado que se obtém por separação parcial do leite, coagulados pela ação física do coalho, de enzimas específicas, de bactérias específicas, isolados ou combinados, todos de qualidade apta para uso alimentar, com ou sem agregação de substâncias alimentares e, ou aditivos específicos (BRASIL, 1996; MAGANHA, 2008). Em suma, o queijo é um derivado lácteo constituído de proteínas, lipídeos, carboidratos, sais minerais, cálcio, fósforo e vitaminas (PERRY, 2004).

3.2.1 Histórico

Os egípcios são considerados os primeiros povos que cuidaram do gado e tiveram, no leite e no queijo, fonte importante de sua alimentação (VALSECHI, 2001). De acordo com Barbosa (et al., 2010), o queijo teve um desenvolvimento inevitável por ser o único meio pelo qual os elementos nutritivos do leite podiam ser preservados. A fabricação de queijos e o desenvolvimento dos laticínios estenderam-se rapidamente por toda a Europa e tornou-se uma importante indústria agrícola. Roma, por exemplo, era um centro da civilização antiga onde se constituía em um rico mercado de queijos.

Ainda segundo Barbosa (et al., 2010), a classificação dos queijos baseia-se em características decorrentes do tipo de leite utilizado, do tipo de coagulação, da consistência da pasta, do teor de gordura, do tipo de casca e do tempo de cura.

3.2.2 Fabricação de Queijo

Não se conhece ao certo a data de início da fabricação de queijos, sendo que a mais antiga referência à produção desse alimento parece ter sido a que Samuel fez na Bíblia, cerca de 3.000 anos a.C (BARBOSA et al., 2010).

A obtenção higiênica do leite é o primeiro ponto crítico no processo de fabricação de queijos e de outros derivados, uma vez que os micro-organismos podem ser

introduzidos no produto. Desta forma, a qualidade do produto final é influenciada pelas condições higiênicas e sanitárias em que o leite foi obtido, pelo processamento na indústria, pelas condições de sanitização do ambiente, qualidade da água e pelo armazenamento e transporte da matéria-prima entre outros (BARBOSA et al., 2010).

Segundo Figueiredo (2001) embora o processo de fabricação de queijo varie de acordo com os diferentes tipos, identificam-se algumas etapas genéricas de produção conforme a Figura 4.

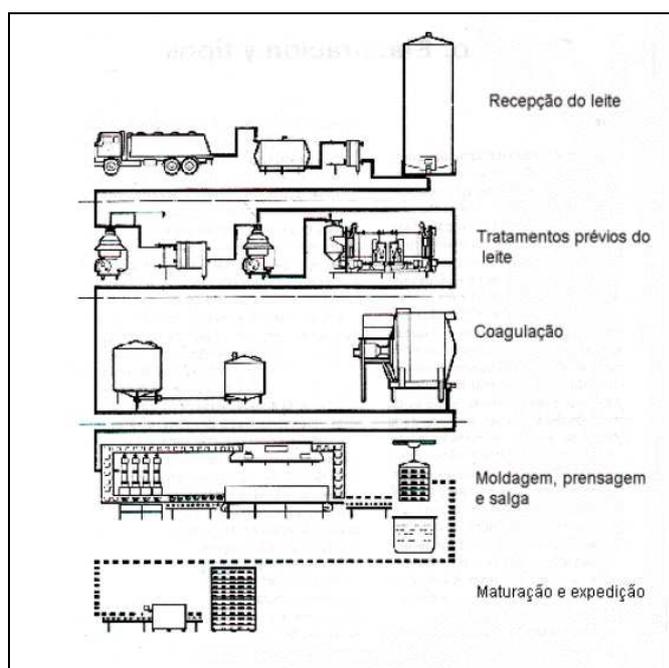


Figura 4 – Fabricação de Queijo.

Fonte: Figueiredo, 2001.

As etapas do processo consistem basicamente na refrigeração do leite ($3-4^{\circ}\text{C}$), higienização e pasteurização ($70-80^{\circ}\text{C}$), coagulação e separação do soro. O produto coagulado é moldado em uma prévia prensagem e depois o queijo é salgado e passa por um período de cura (FIGUEIREDO, 2001).

Anteriormente à fase de coagulação podem ser adicionados alguns elementos importantes que favorecem esse processo, podendo-se citar culturas de bactérias lácteas que contribuem para a acidificação do meio, nitrato de potássio para inibição de contaminantes, corantes naturais e fungos filamentosos que se destinam a auxiliar no sabor do queijo (FIGUEIREDO, 2001).

Os queijos destinados ao consumo fresco podem ser coagulados por adição de ácido. Já aqueles que são maturados sofrem coagulação enzimática (FIGUEIREDO, 2001). Desta forma, se tratando de coagulação enzimática, há adição do coalho contendo enzimas renina que promove a coagulação da caseína do leite. A enzima renina é responsável por essa ação e caracteriza-se como uma fosfoproteína de ação proteolítica que atua hidrolisando ligações peptídicas da caseína, transformando-a em para-caseína que precipita em presença de íons Ca^{2+} formando assim a coalhada. Todo esse processo é conduzido a uma temperatura de cerca de 40°C (PERRY, 2004).

Quando corre a coagulação ácida da caseína, há adição do ácido ao leite em quantidade suficiente para igualar o pH do meio ao ponto isoelétrico da proteína (pH=4,5) acarretando na agregação e precipitação das micelas de caseína (PERRY, 2004).

A intensidade da prensagem vai depender do tipo de queijo que se quer obter. Após a prensagem, o queijo é salgado por imersão direta em salmoura ou por aplicação direta de cloreto de sódio na massa. Os queijos contêm normalmente entre 0,5-2,0% de cloreto de sódio. Já durante a maturação do queijo podem ser adicionados nitratos de sódio e de potássio para inibir da ação de contaminantes, especialmente bactérias do gênero *Clostridium* (PERRY, 2004).

O leite utilizado na produção de queijos frescos tem que ser obrigatoriamente pasteurizado, pois esse é considerado isento de contaminações tendo uma garantia maior de qualidade por ser inspecionado por órgãos fiscalizadores. Porém de acordo Portaria nº146 do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA), fica excluído da obrigação de ser submetido à pasteurização ou outro tratamento térmico, o leite higienizado que se destine à elaboração dos queijos submetidos a um processo de maturação a uma temperatura superior aos 5°C , durante um tempo não inferior a 60 dias (BRASIL, 2012b). Assim para os queijos que passam por maturação antes de serem consumidos, o leite pode ou não ser utilizado cru, dependendo do tipo de queijo que se quer fabricar (PERRY, 2004).

O soro se origina durante o processo de coagulação, correspondendo a porção aquosa do leite resultante da dessoragem do coágulo e que retém aproximadamente 55% dos nutrientes do leite (KOSIKOWSKI, 1967; PADILLA, 2007). Para fabricar 1 kg de queijo são necessários 10 litros de leite e 9 kg de soro são gerados (SISO, 1996; BALDASSO,

2008), ou seja, o soro representa aproximadamente 85-90% do volume de leite utilizado na fabricação do queijo (SUZART e DIAS, 2007; BARBOSA et al., 2010). Considerando ainda que a densidade do leite e do soro é cerca de 1030 g.L^{-1} (ou $1,03 \text{ g.cm}^{-3}$), a produção de queijo pode demandar 10 (litros ou kg) de leite e pode gerar 9 (litros ou kg) de soro.

3.3 SORO DE QUEIJO

O soro de queijo, também chamado de soro de leite, ou tecnicamente chamado de “lactossoro”, é um resíduo oriundo da fabricação de queijos ou da extração da caseína e tem se mostrado como um problema de despejo. São grandes os esforços para aproveitamento de resíduos agroindustriais em todo mundo, em particular, o soro, pela abundância de produção, características nutricionais e elevada capacidade poluente, sendo considerado o constituinte de maior importância dos derivados lácteos. Além disso, o soro tem grande importância quando visto sob dois aspectos: como agente de poluição, por se tratar de um resíduo; e como produto nobre, devido à presença de proteínas solúveis, lactose e sais (BARBOSA et al., 2010).

3.3.1 Aspecto ambiental

Nos últimos anos, a legislação ambiental vem sendo cada vez mais rigorosa; aumentando assim a necessidade de adequação às leis. Paralelo a isso, a busca cada vez maior por produtos com maior valor agregado tem feito as indústrias de laticínios procurarem alternativas para aproveitamento do soro de queijo. A minimização do volume e da carga poluidora do efluente é o ponto fundamental no controle do impacto gerado da produção de laticínios. Para cada litro de soro são desperdiçados cerca de 50 g de lactose e 10 g de proteína com elevado valor nutricional e funcional (BARBOSA et al., 2010). Tais condições contribuem para o surgimento de novas alternativas de bioaproveitamento, valorizando o resíduo e reduzindo a poluição oriunda do seu descarte.

A elevada produção de soro de leite corresponde a um dos principais problemas ambientais à fabricação do queijo, devido à sua alta concentração de substâncias orgânicas dissolvidas, principalmente proteínas, gordura e lactose (SOUZA et al., 2010). O soro

quando lançado nos corpos hídricos pode provocar a destruição da flora e fauna devido à sua alta demanda bioquímica de oxigênio (DBO), causando graves problemas ambientais. O despejo de soro nos corpos hídricos acarreta no consumo de oxigênio dissolvido na água, provocando o desequilíbrio ambiental. Os micro-organismos existentes nos corpos d'água também utilizam o oxigênio dissolvido na água para biodegradar a matéria orgânica lançada no meio aquático, desta forma, o oxigênio retirado da água para estabilização da matéria orgânica, faltará para suprir a demanda de peixes e plantas aquáticas, acarretando na morte dos mesmos. No solo, o lançamento do soro pode comprometer a sua estrutura físico-química, com a diminuição do rendimento das colheitas. A DBO do soro de queijo corresponde a aproximadamente 100 vezes mais que a DBO do esgoto doméstico, que é de 30.000 a 40.000 mg de O₂ por litro de soro (BARBOSA et al., 2010). Isso significa dizer que o descarte do soro sem tratamento eficiente não é somente um crime previsto por lei, como também um desperdício de um alimento que possui significativa qualidade nutricional (BARBOSA et al., 2010; RICHARDS, 2002).

3.3.2 Alternativas para o aproveitamento do soro

Há várias maneiras de se aproveitar o soro já que apresenta grande valorização no setor, destacando-se como substrato para fermentação, sendo também matéria-prima na fabricação de vários produtos, entre eles o aguardente (BARBOSA et al., 2010) e a ricota (SANSONETTI et al., 2009). Através de vários processos, o soro pode ser seco e utilizado como alimento ou aditivo alimentar, ou pode ser convertido em produtos químicos, combustíveis e outros produtos através da fermentação (CARMINATTI, 2001). O concentrado de proteínas é a maior produção oriunda do soro, apenas ultrapassado pelo soro em pó comum e desmineralizado (BARBOSA et al., 2010). Em suma, o soro pode ter vários aproveitamentos, podendo ser utilizado como alimentos, rações, combustíveis e, até mesmo, como fertilizantes. Além disso, o soro pode ser usado como fungicida (ESTADOS UNIDOS, 2012), onde apresenta propriedades inibidoras contra vários vírus de plantas e, também, como inseticida (TOLLERUP e MORSE, 2003), apresentando propriedades importantes no controle de pragas e também em tintas, na fabricação de placas de gesso e em adesivos (ESTADOS UNIDOS, 2012).

Na Idade Média, o soro era utilizado em drogas farmacêuticas como componente de unguentos para queimaduras, como bálsamo para pele ou como porção neutralizante para cabelos, mas raramente era usado na alimentação humana (BARBOSA et al., 2010). O uso do soro teve grande evidência em meados do século XIX, na Europa Ocidental, com a criação de mais de 400 casas de soro e em 1940, na Europa Central, foi usado no tratamento de dispepsia, uremia, gota, anemia, artrite, doenças hepáticas a até tuberculose, quando se recomendava a ingestão de cerca de 1.500 g/dia de soro (BARBOSA et al., 2010).

Aproximadamente 50% do soro, mundialmente produzido, já se encontram industrializados sob a forma de bebidas fermentadas, sucos, aditivos para panificação e utilização na produção animal. Outra parte era desidratada e comercializada sob a forma de pó como fonte energética e nutritiva (ALMEIDA et al., 2001).

No Brasil, o soro, atualmente, vem sendo utilizado, principalmente, como alimento animal ou processado em pó para a produção de biscoitos e alimentos lácteos, principalmente na produção de bebidas lácteas (BARBOSA et al., 2010). Na produção de bebidas, realiza-se a desidratação da matéria líquida, o que resulta em um produto sólido, o soro concentrado, podendo ser ainda enriquecido com proteínas (BIEGER e LIMA, 2008). O processo de secagem do soro tem sido muito utilizado, já que se trata de um processo prático que permite resolver o problema ambiental da descarga sem criar resíduos adicionais, não sendo, no entanto, economicamente atrativo, pois os custos de produção da secagem são elevados devido aos gastos energéticos do equipamento. Da produção de bebidas, também tem sido muito estudada por pesquisadores na sua conversão em bebidas fermentadas, sendo umas das mais atrativas opções seja pela simplicidade do processo ou pela utilização de equipamentos do próprio beneficiamento do leite ou em função das propriedades funcionais da proteína do soro (ALMEIDA et al., 2001).

Um dos maiores obstáculos da utilização do soro é a grande quantidade de lactose presente, a qual contribui para sua baixa solubilidade, baixo poder adoçante, pobre digestibilidade quando utilizado como alimento e também é pouco fermentável quando comparada a outros açúcares (CARMINATTI, 2001). Desta forma, a busca por alternativas de uso economicamente viável e adequado de proteínas de soro e da lactose é de fundamental importância (SOUZA et al., 2010). O que, desde a década 60, os testes de

aproveitamento para o soro de queijo têm sido realizados (KOSIKOWSKI, 1967; BARBOSA et al., 2010).

Dentre as várias técnicas de aproveitamento do soro do queijo, a tecnologia de produção de etanol a partir do soro surge como uma alternativa de reaproveitamento e, ao mesmo tempo, torna-se uma medida de minimização do impacto ambiental que esse efluente pode causar. A conversão do soro de queijo em etanol pode ser mais uma alternativa para a disposição do mesmo, pois além de se obter uma redução na DQO é possível se obter um insumo importante que é o etanol (BARBOSA et al., 2010).

Desta forma, a crescente necessidade mundial de energia tem estimulado a produção de álcool através da fermentação do soro de leite, que constitui uma forma de tratamento e disposição de grandes quantidades de efluente produzido pela indústria de laticínios (BARBOSA et al., 2010).

3.3.3 Composição e classificação do soro de queijo

Segundo Suzart e Dias (2007), o soro de queijo é um líquido opaco, de coloração amarelo esverdeado, o qual contém aproximadamente 55% de sólidos existentes no leite integral, sendo a lactose o constituinte presente em maior quantidade. Além disso, apresenta em sua composição além da lactose, sais minerais, proteínas hidrossolúveis dentre elas a α -Lactoalbumina e a β -Lactoglobulina, respectivamente com massas molares (MM) em torno de 14.000 e 18.000 Daltons; pouca quantidade de gordura, composta por ácidos graxos de baixo ponto de fusão (em torno de 29° C) (SGARBIERI, 1996). A Tabela 2 mostra a composição centesimal média do soro de queijo.

Tabela 2 – Composição centesimal média do soro de queijo.

Componentes	Teores (%)
Água	93,0
Extrato seco total	7,0
Gordura	0,4
Proteína	0,6
Lactose	5,0
Sais minerais	1,0

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados de Serpa, 2005.

O soro possui sabor ligeiramente ácido ou doce dependendo do tipo de queijo fabricado e contém, também, aminoácidos facilmente digeríveis e é rico em vitaminas, tais como: tiamina, riboflavina, vitamina B6 e B12 e ácido pantotênico (BARBOSA et al., 2010; USDEC, 2002) onde esses respondem por aproximadamente 60% do teor protéico total do soro. O soro também possui níveis elevados de leucina e lisina, além de constituir uma boa fonte de aminoácidos contendo enxofre, tais como: cisteína e metionina (BARBOSA et al., 2010), além de ser uma fonte concentrada de cálcio (ROSENBERG, 1995).

A composição do soro varia de acordo com o procedimento de separação da caseína e pode ser classificado em dois tipos:

- Soro ácido: Possui $\text{pH} \leq 5,0$ e apresenta uma acidez titulável de 0,5 a 0,6% em ácido láctico (BARBOSA et al., 2010). Esse tipo de soro é obtido da precipitação ácida no pH isoelétrico ($\text{pH} = 4,6$) (SGARBIER, 1996) durante a manufatura de caseína e queijos com leites coagulados inicialmente por ácidos, com do tipo cottage, minas, prato, requeijão e ricota;
- Soro doce: Possui $\text{pH} 6,0-7,0$ e apresenta uma acidez titulável de 0,15 a 0,18% em ácido láctico. Esse tipo de soro é obtido do processo de coagulação enzimática do leite com o uso da enzima quimosina e do processamento para a fabricação de queijos tipo cheddar, mussarela e suíço.

O soro doce normalmente contém maior teor de minerais e menor concentração de proteínas do que o soro ácido e o uso desse último é mais limitado na alimentação e na indústria devido ao seu sabor ácido e ao elevado teor salino (SISO, 1996).

As bebidas lácteas à base de soro são de grande valor dietético e de fácil digestão. São produzidas com o uso de soro desmineralizado ou soro concentrado (BARBOSA et al., 2010; ALMEIDA et al., 2001). A concentração de ácido láctico, acetaldeído e diacetil (compostos associados ao sabor característico de bebidas lácteas) é mais elevada em amostras de bebidas lácteas no qual se utilizou soro concentrado (BARBOSA et al., 2010).

3.3.4 Lactose

A lactose (galactose β -1,4 glicose) é o açúcar presente no leite e seus derivados, sendo formada por dois carboidratos menores, chamados monossacarídeos, a glicose e a galactose, sendo, portanto, um dissacarídeo conforme mostrado na Figura 5.

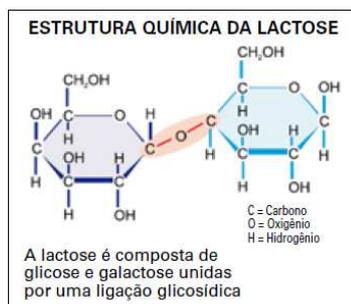


Figura 5 – Estrutura química da Lactose.

Fonte: Insumos (2012)

É considerado o principal carboidrato do leite e é um dos principais componentes do soro de leite. Sabe-se que a lactose é fonte de energia de grande importância para as crianças nos seus primeiros anos de vida, sendo responsável pelo fornecimento de até 50% da necessidade energética nas crianças (AKRÉ, 1994).

Segundo Vasiljevic e Jelen (2002) estima-se que mais de 70% dos habitantes do mundo apresentam problemas de má digestão ou intolerância à lactose. Os sintomas de intolerância à lactose surgem quando a quantidade de lactose que chega ao intestino é superior a capacidade intestinal de hidrolisá-la.

A lactose do soro de queijo é gerada em grandes quantidades, onde 9 (nove) litros de soro por 1 (um) kg de queijo produzido são gerados cerca de 0,45 kg de lactose (GUIMARÃES et al., 2008 *apud* SISO 1996). O açúcar pode ter alguns destinos na indústria, como em laticínios, alimentos e produtos farmacêuticos, contudo apresenta aplicações limitadas, devido à sua baixa solubilidade, ao baixo poder edulcorante (um terço da sacarose e menos da metade da glicose) e à sua intolerância por parte de alguns indivíduos (LEWANDOWSKA e KUJAWSKI, 2007). Há poucas aplicações na indústria alimentícia, podendo ser utilizada em doces, confeitos, pães e recheios devido às suas propriedades reológicas, como fornecer boa textura, cor e liga para a água.

A indústria de laticínios produz grandes quantidades de lactose e parte dela é recuperada durante o processamento. Ainda assim, uma grande quantidade de lactose não é recuperada e acaba se tornando um problema de eliminação de resíduo. Desta forma, para que as indústrias de laticínios atendam às legislações ambientais de seus países e reduzam a emissão destes efluentes em corpos hídricos, terão de diminuir a concentração de lactose do efluente e recuperar enormes quantidades de lactose de soro de queijo (CHOLLANGI e HOSSAIN, 2007).

Para ser absorvida pelo organismo humano, a lactose precisa ser hidrolisada no intestino pela enzima lactase (β -D-galactosidase). A lactase hidrolisa a lactose a glicose e galactose, podendo formar quantidade considerável de oligossacarídeos devido à sua atividade de transgalactosilação. Os hidrolisados de lactose podem ser usados na produção de derivados lácteos para pessoas intolerantes a lactose, melhorando também a solubilidade e digestibilidade destes produtos, bem como, atua na síntese de oligossacarídeos (AKRÉ, 1994).

3.3.5 Proteínas

As proteínas do soro vêm sendo aproveitadas como ingrediente alimentar e tem sido amplamente aceita no mercado de ingredientes alimentares (AFONSO, 2008). O aproveitamento de proteínas do soro como ingredientes em alimentos funcionais está aumentando, assim como a capacidade tecnológica para produzir concentrados de proteínas de soro (BALDASSO, 2008). Uma das razões desse crescimento é sua excepcional capacidade de servir como veículo para cálcio e fósforo, potencializando desta forma a disponibilidade destes minerais em solução (BARBOSA et al., 2010). Suas qualidades nutricionais são consideradas atualmente como um dos componentes alimentícios mais adequados as dietas de atletas que desejam aumentar sua massa muscular (USDEC, 2002). O soro tipo doce, por exemplo, supera as doses diárias mínimas de nutrientes recomendados pela Organização Mundial de Saúde (OMS) e pela Food Agricultural Organization (FAO) para crianças (BARBOSA et al., 2010).

As proteínas do soro possuem um dos mais altos índices de valor biológico em comparação a outras fontes de proteínas, como: ovos, carne bovina e soja. O Índice de

Eficiência de Proteínas (IEP) do soro é de 3,2, índice esse que avalia a qualidade das proteínas, numa escala que varia de 0 a 3,5 e permitindo, assim, considerá-las como excelente do ponto de vista nutricional (SHAHIDI et al., 1999). Apresentam na sua forma original estruturas globulares de cadeia e são muito específicas quanto à sua solubilidade numa faixa de pH de 3,5 – 5,5 e também estáveis quanto processadas em alta temperatura. Sua desnaturação e perda de solubilidade ocorrem quando as proteínas são submetidas à temperaturas superiores a 60°C em solução com valores de pH de 4,6 – 6,0. Outros fatores importantes para a utilização das proteínas do soro são suas propriedades tecnológicas/reológicas, tais como: emulsificação, alta solubilidade, gelificação, formação de espumas, capacidade de reter água e viscosidade (BARBOSA et al., 2010).

Existem vários métodos de separação das proteínas do soro e a sua extração/recuperação é uma alternativa tanto para minimizar os problemas ambientais causados pela inadequada disposição do soro, como para obter um concentrado proteico que sirva de matéria-prima para processamento de um alimento. Desta forma, o aproveitamento de proteínas tem significativa aplicabilidade, sobretudo nas fazendas e queijarias brasileiras (TOLKACH E KULOZIK, 2005).

A obtenção do concentrado proteico pode se dar basicamente por tratamento térmico, separação por membranas e por precipitação. A ultrafiltração, a osmose inversa e a eletrólise têm sido cada vez mais utilizadas na indústria alimentícia de todo o mundo para a obtenção de proteínas *in natura*. Entretanto, esses processos são caros devido à alta tecnologia de suas membranas e as pressões altíssimas utilizadas em suas operações (RICHARDS, 2002).

Se tratando da separação da proteína por precipitação, há agentes flocculantes, como polifosfato sódico, hexametáfosfosfatosódico, diversos sais férricos e diversos polieletrólitos são eficientes em termos de precipitação, porém impróprio para indústria alimentícia. Já quando a proteína é obtida por tratamento térmico consiste na acidificação direta com adição de um ácido orgânico ao soro aquecido, é um procedimento simples e bastante utilizado combinando calor e ajuste de pH até o ponto isoelétrico das proteínas. O processo térmico depende das forças ativas de coesão, adesão e hidratação aplicadas às partículas proteicas, o que é bastante influenciado pela quantidade de ácido adicionado. Com elevação da temperatura a carga elétrica líquida das proteínas é reduzida ocorrendo precipitação em forma de coágulo, quando o sistema atinge o seu equilíbrio. Porém pela

ação do calor, são rompidas algumas das ligações da molécula e que com o rearranjo das moléculas desnaturadas provoca a insolubilidade das proteínas. Assim, o lactosoro diminui o teor proteico na razão direta do grau de desnaturação térmica (SINGH e WAUNGANA, 2001).

3.4 PANORAMA ATUAL

3.4.1 Produção de Leite e Queijo Mundial

Segundo dados CNPGL/EMBRAPA, a produção mundial de leite bovino chegou, em 2010, a 600 milhões de toneladas e o continente europeu lidera a produção no mundo até esse ano (Figura 6). Entretanto, se tratando de país, os Estados Unidos é o país líder de produção representando sozinhos 15% da produção mundial no mesmo ano (Figura 7).

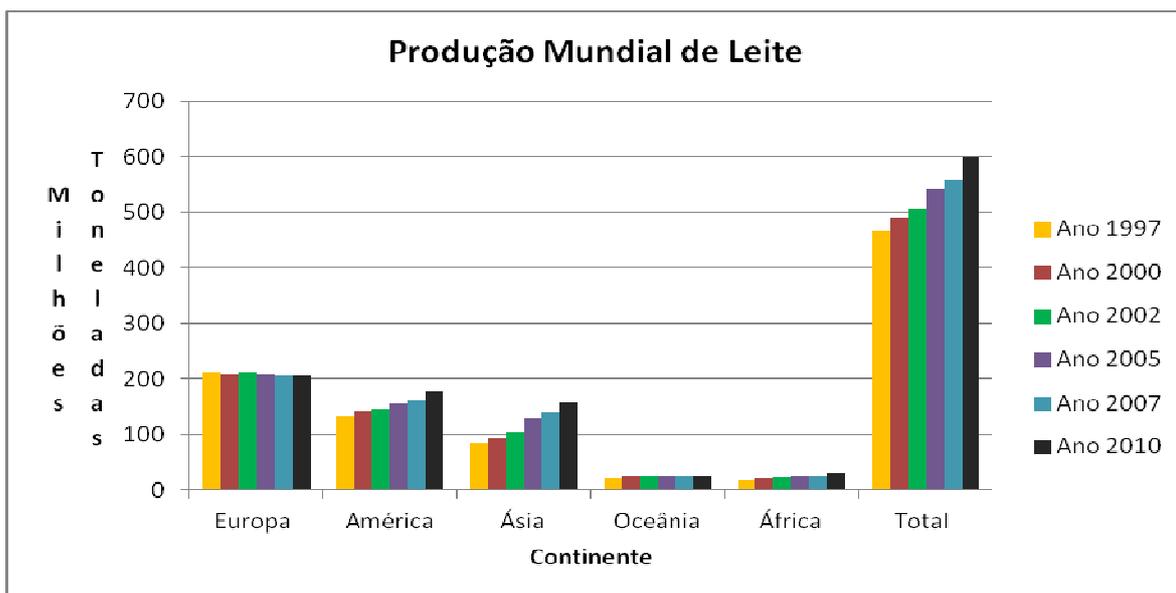


Figura 6 – Produção mundial de leite por continente.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados de BRASIL, 2012d.

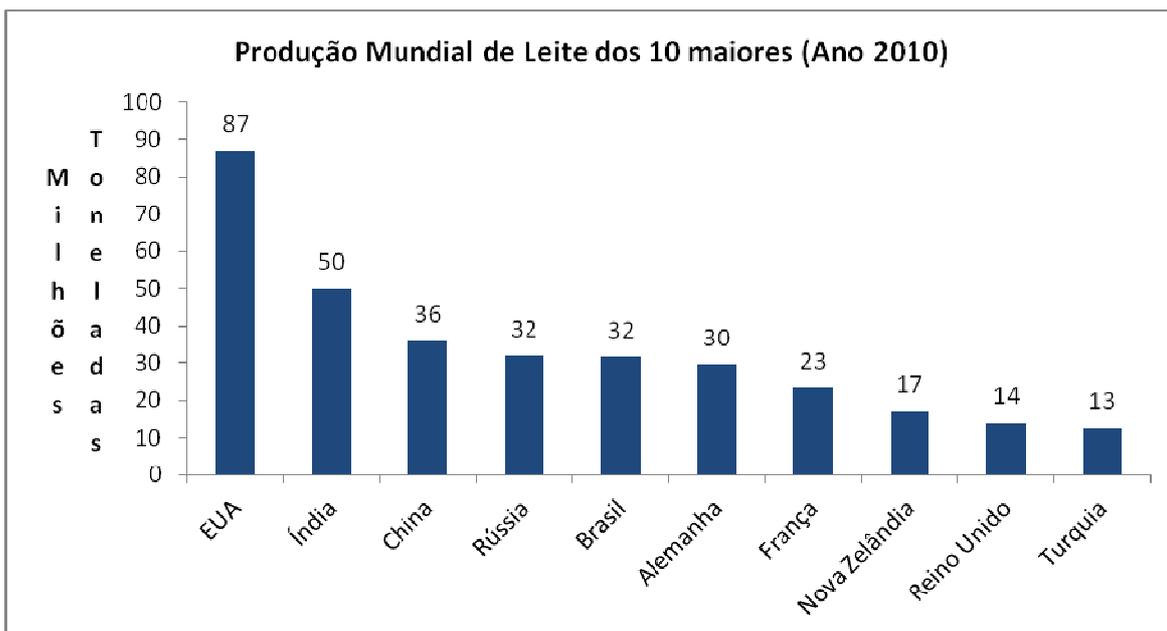


Figura 7 – Produção mundial de leite por país.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados de BRASIL, 2012d.

O arranjo do agronegócio do leite no mundo possui uma estrutura concentrada, tanto da produção quanto do consumo, como é o exemplo do continente europeu onde se concentra a maior parte da produção mundial. A produção do leite bovino é influenciada diretamente pelo manejo, genética e a alimentação dos animais. Assim, um aumento na produção depende, no mínimo, de elevados investimentos e tecnologias na área de melhoramentos genéticos (BRASIL, 2011).

Segundo a FAO, a produção mundial de queijos em 2008 foi estimada em 19 milhões de toneladas (WILKINSON, 2010) conforme mostrado na Figura 8. Isso representa que cerca de 33% da produção mundial de leite foi direcionada para a fabricação de queijos só nesse ano.

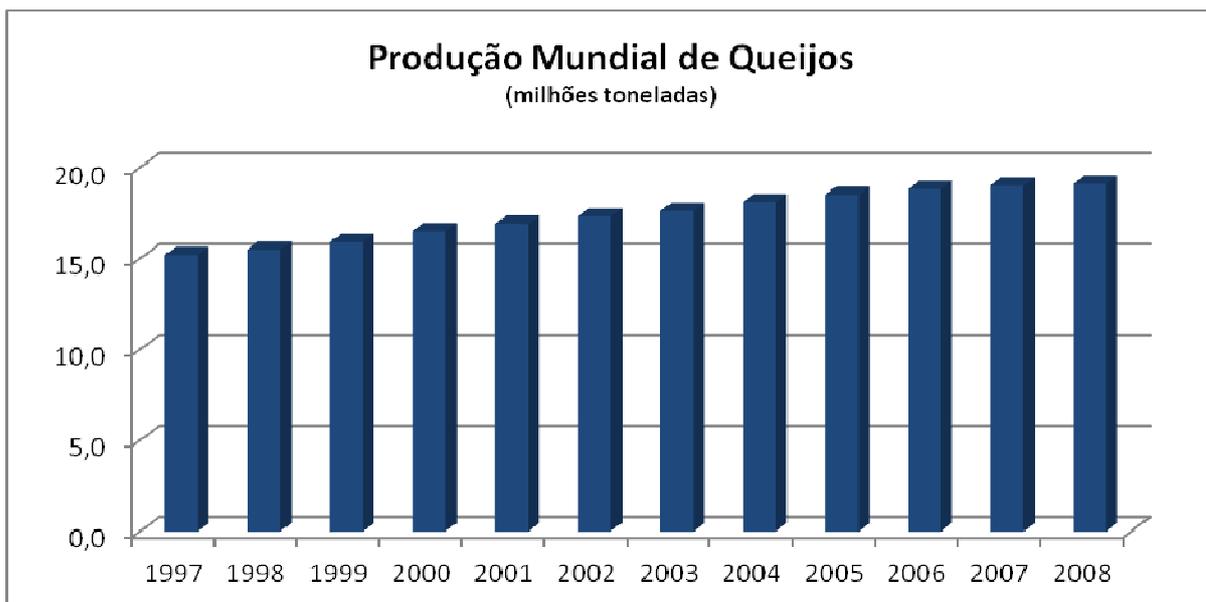


Figura 8 – Produção mundial de queijos.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da DairyCo (2012).

Desta forma, a produção de soro de queijo no mundo é estimado na ordem de 10^8 toneladas por ano (OZMIHCI e KARGI, 2008). Vale ressaltar que as quantidades de lactose disponíveis são bastante significativas. Na produção mundial de 2010, continham um total estimado de 8,9 milhões de toneladas de lactose. Esta enorme quantidade de lactose poderia ser fermentada para produzir um número estimado de 4,8 milhões de toneladas de etanol, considerando a conversão total de lactose em etanol durante o processo de fermentação com levedura *Kluyveromyces*. Alguns autores estimam que, nos últimos 50 anos, metade do mundo não transformou sua produção de soro de leite em subprodutos, mas sim foram eliminados como resíduos de efluentes (BECERRA et al, 2001).

Segundo CNPGL/EMBRAPA, os Estados Unidos em 2006 teve uma produção mundial de leite de aproximadamente 84 milhões de toneladas. Considerando que 50% da produção dos EUA foi direcionada para queijos, então, estima-se que 37,8 milhões de toneladas de soro foram gerados. Desta forma, Ling (2008) fez uma estimativa da quantidade de lactose que seria gerada desta produção, encontrando uma quantidade de aproximadamente 2 milhões de toneladas de lactose por ano quando da utilização da *Saccharomyces* (RFA, 2012; GUIMARÃES; et al., 2010).

Para ter uma noção do valor internacional agregado ao soro de leite em relação aos demais derivados, a Figura 9 mostra o preço dos derivados lácteos na Europa entre 2009 e 2010. No último ano, o soro de leite custou em média US\$ 1.000,00 por tonelada gerada. É importante esta verificação para a região da Europa porque corresponde o continente que lidera a produção mundial

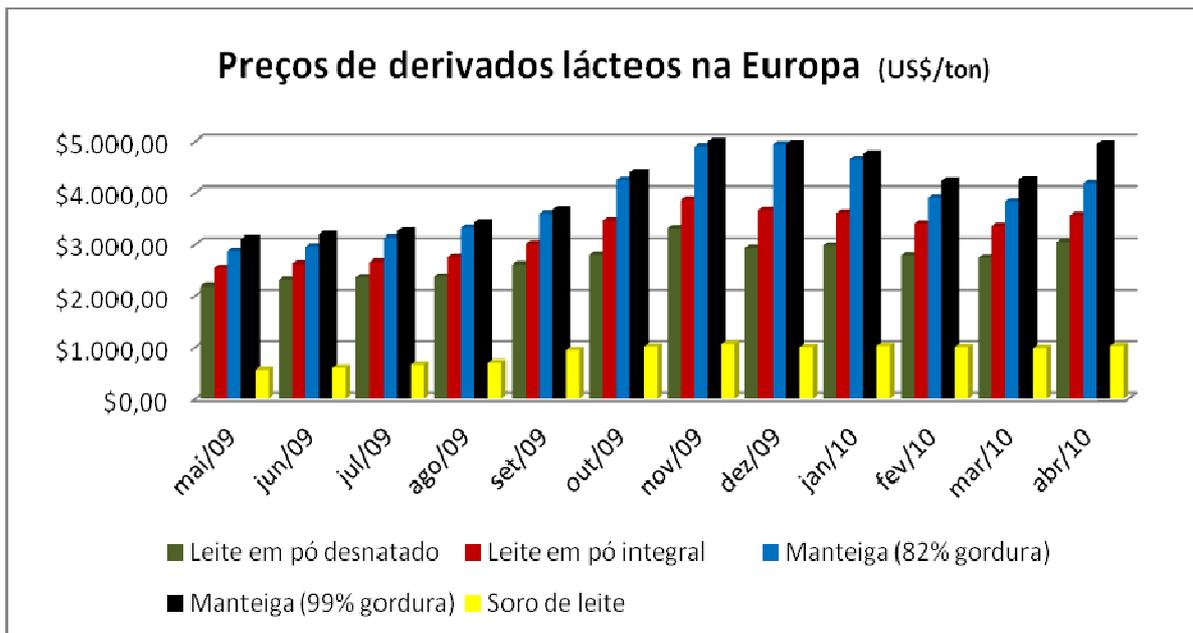


Figura 9 – Preços de derivados lácteos na Europa (US\$/ton).

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da CiLEITE (2011).

3.4.2 Produção Nacional de Leite e Queijo

A produção brasileira de leite tem aumentado com o decorrer dos anos como mostra a Figura 10. De 1998 a 2008 a produção cresceu 45% em volume. Em 2002, já contava com uma produção de 21,6 bilhões de litros de leite e um plantel de 19,2 mil cabeças de gado bovino. Já em 2008 com estimativa de 27 bilhões de litros de leite (BRASIL, 2012b).

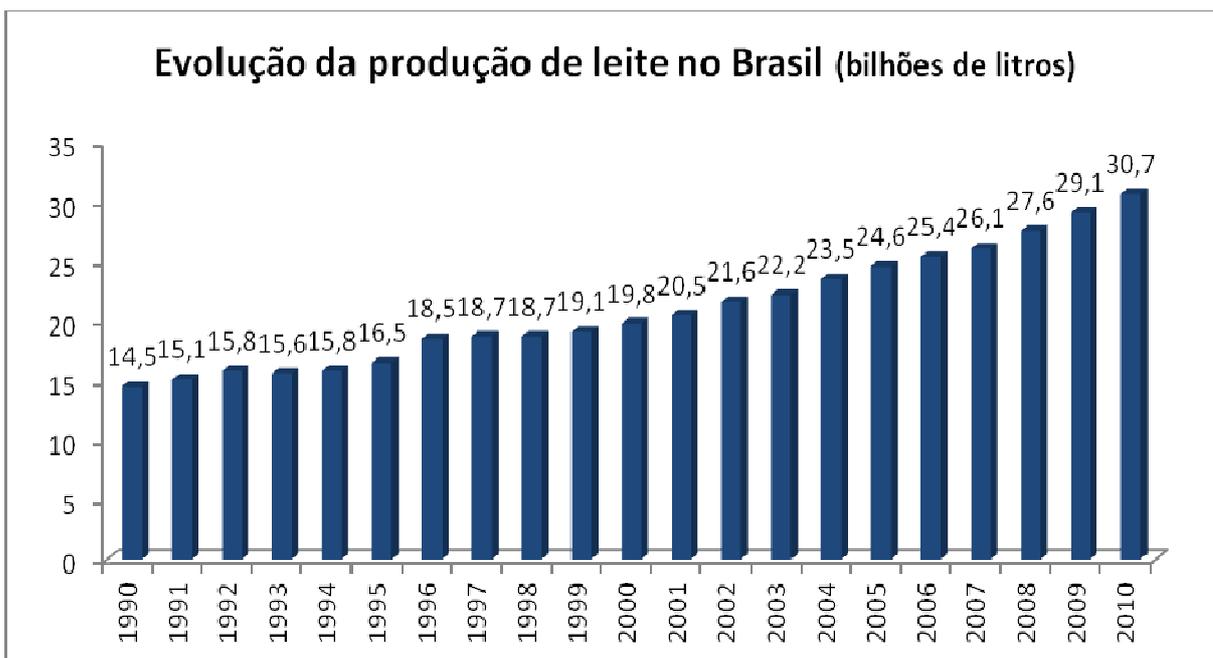


Figura 10 – Evolução da produção de leite no Brasil (bilhões de litros).

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da BRASIL (2012e).

O Brasil é o quinto maior produtor de leite do mundo, com 30,7 bilhões de litros em 2010, ocupando posição de destaque no cenário mundial devendo ganhar novas posições nos próximos anos. Entre os vizinhos do Cone Sul o Brasil é insuperável: dois terços da produção leiteira do Mercosul é brasileira. No entanto, no período de entressafra, ainda recorreremos à importação para atender a demanda interna. Não obstante, os produtores brasileiros já demonstraram uma grande capacidade de ampliar a produção sempre que o preço do leite atinge patamares razoáveis, compensando novos investimentos. Além disso, a pesquisa agropecuária desenvolveu, nos últimos anos, tecnologias capazes de quadruplicar a produção nacional podendo chegar a 80 bilhões de litros/ano, o que, da condição de importador, transformaria o Brasil em grande exportador (BRASIL, 2011a, 2012a).

O estado de Minas Gerais, que se destaca como um dos principais geradores de renda e produtos da economia brasileira se consolida cada vez mais como maior produtor de leite entre as unidades da federação, produziu, em 2010, 8,4 bilhões de litros de leite (BRASIL, 2011a) como se observa na Figura 11, correspondendo 27 % do total produzido

no país. Não obstante, ocupa também a posição de Estado com o maior rebanho de vacas em lactação, aproximadamente 5 (cinco) milhões só em 2007, segundo dados do IBGE.

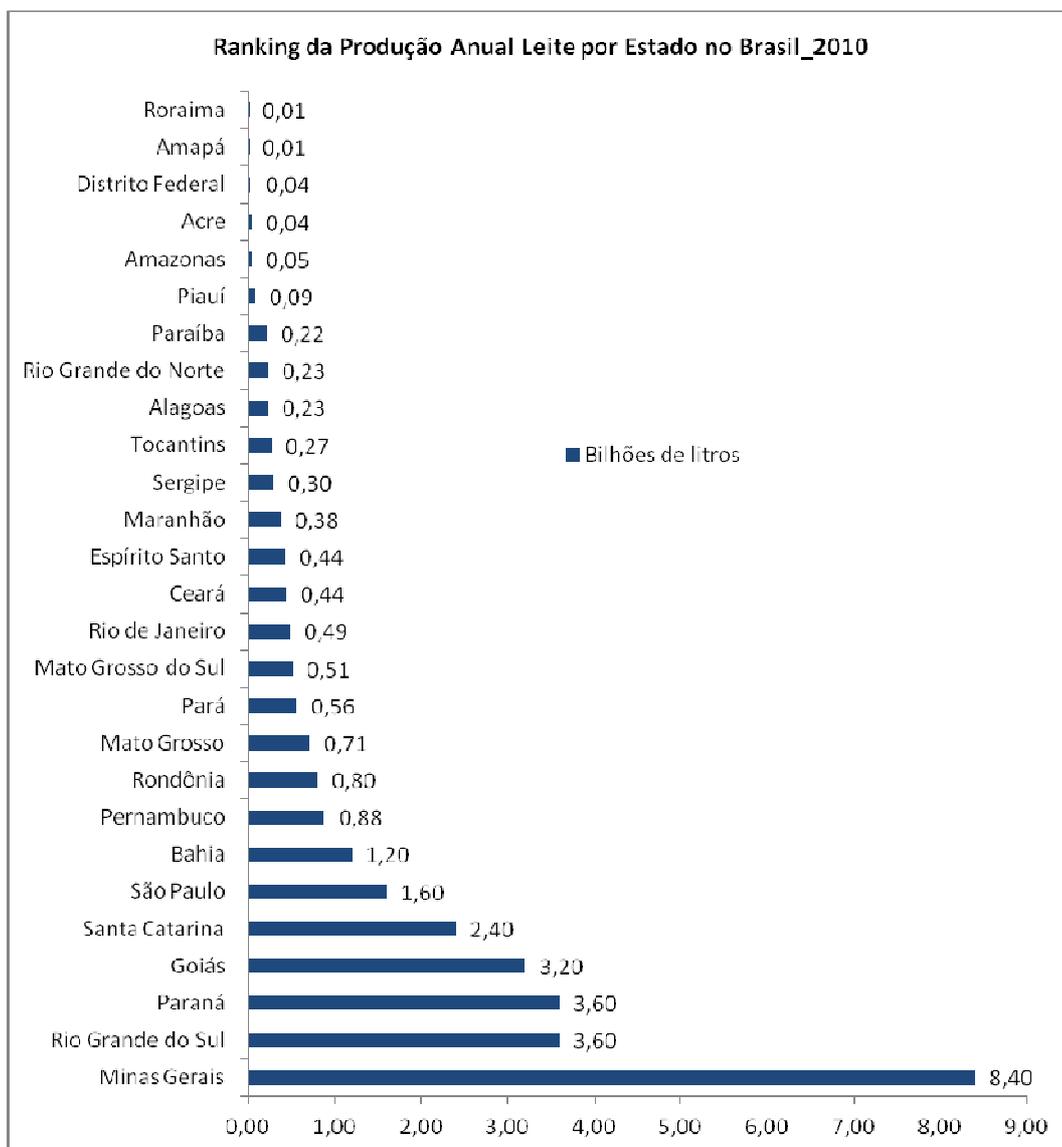


Figura 11 – Ranking da Produção anual de Leite por Estado no Brasil.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da BRASIL (2012e).

Só em Minas Gerais há representado 34% dos estabelecimentos industriais do setor lácteo brasileiro, registrados pelo Serviço de Inspeção Federal (BRASIL, 2012a), o que do total de 371 usinas de beneficiamento brasileiras, 127 encontram-se em Minas Gerais. No que se refere às fábricas de laticínios, o Brasil apresenta um total de 782 fábricas, onde 313 fábricas localizam-se em Minas Gerais representando assim 40% (BRASIL, 2012c).

Segundo a FAO, a produção de queijos no Brasil chegou a 680 mil toneladas em 2009 (FILHO e POMBO; 2010), conforme mostrado na Figura 12, e a cerca de 740 mil toneladas em 2010 (ABIQ, 2012). Isso representa aproximadamente 23% do total de leite produzidos pelo Brasil nesse período. Vale ressaltar que esse valor de produção corresponde a laticínios sob inspeção federal (SIF) e que, desta forma, a produção pode ser ainda maior.

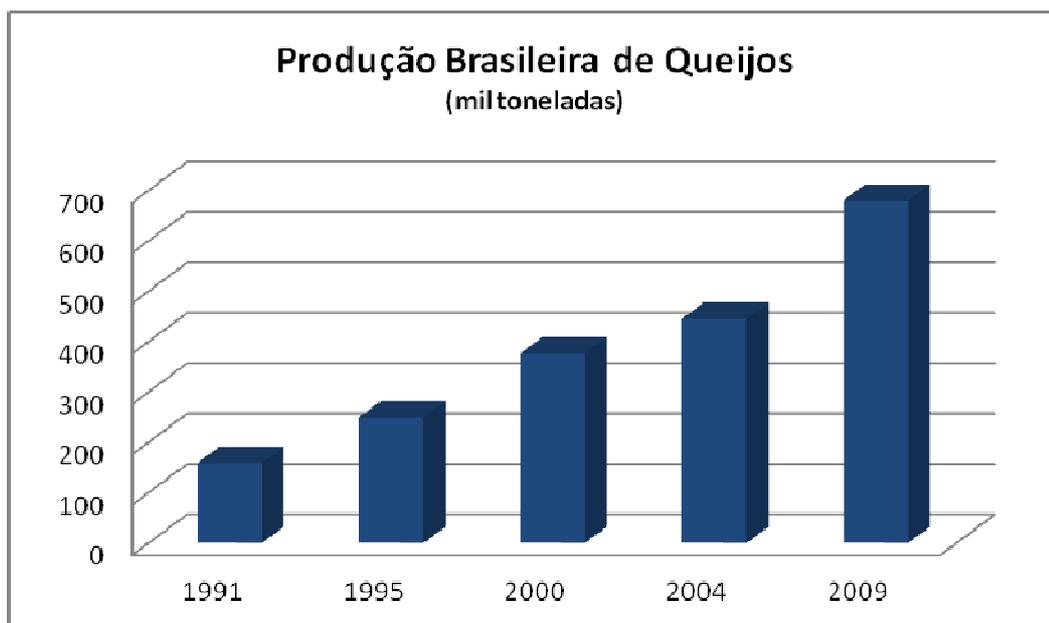


Figura 12 – Produção Brasileira de Queijos.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da CNPGL/EMBRAPA e FAO.

Segundo a CNPGL/EMBRAPA, o Brasil destinou 34% do volume de leite para fabricação de queijo em 2007 conforme mostrado na Figura 13. Percebe-se que de 2007 a 2009 houve uma queda no percentual de leite destinado à fabricação de queijo. Apesar da falta de mais informações detalhadas a respeito da produção de queijo nacional, buscou-se estimar as quantidades de soro e lactose para o ano de 2010, conforme será mostrado no Capítulo 6.



Figura 13 – Industrialização do leite no Brasil em 2007.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados de BRASIL (2011a).

O Brasil entre 1998 a 2001 importou mais de 140.000 toneladas de soro em pó, devido à falta de capacidade interna de produção (BRASIL, 2011a). Esse desperdício, aliado ao valor nutritivo do soro de queijo, leva a direcionar a atenção do meio científico ao seu estudo, para a criação de alternativas economicamente viáveis de aproveitamento de suas proteínas. Logo, é interessante o estudo de alternativas que venham aproveitar o soro de queijo utilizando processos que minimizem os danos ambientais.

A dependência do mercado nacional pelo produto externo, e também o surgimento de indústrias nacionais no setor, com aumento da produção interna, tem diminuído as importações nos últimos anos. Além disso, quanto à importação de soro de leite concentrado entre 2000 a 2007, segundo Bieger e Lima (2008), há certa estabilidade quanto ao volume de produto importado, geralmente ficando próximo a 30 toneladas/ano. A Figura 14 mostra a exportação e importação de produtos lácteos no ano de 2008, observando-se que o soro foi um dos principais produtos importados pelo Brasil. Em se tratando de exportação de lácteos, o leite em pó apresentou maior índice no mesmo período (LEITE et al., 2009a).

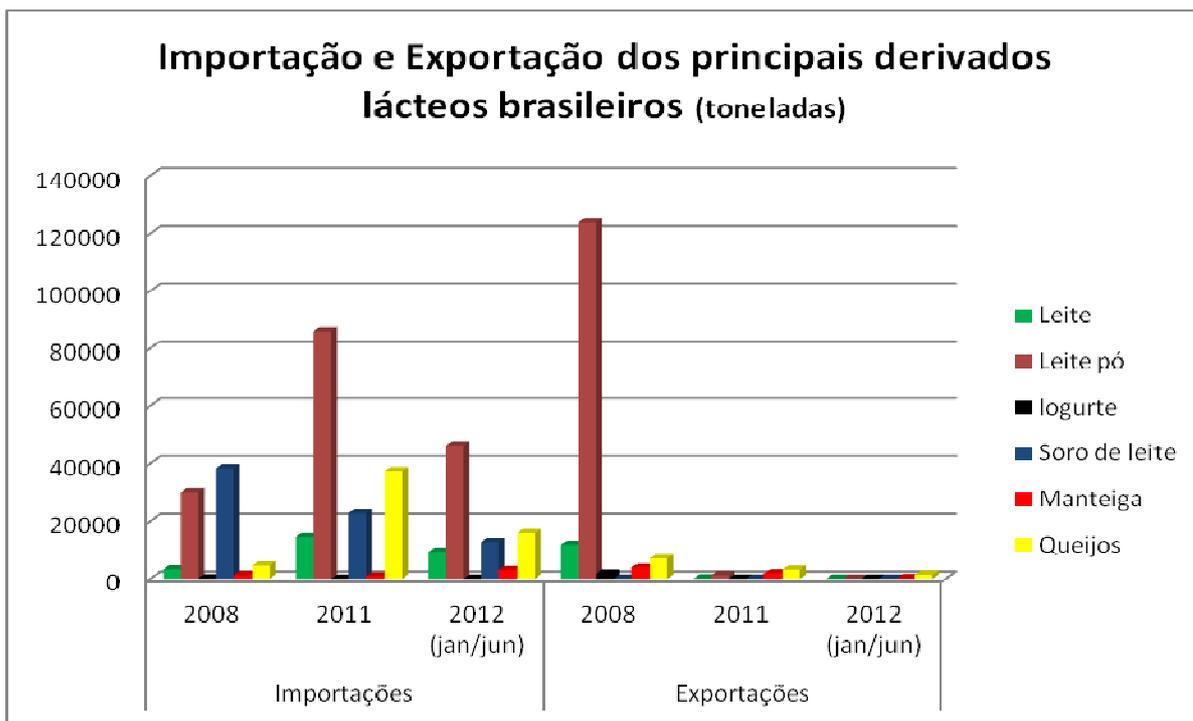


Figura 14 – Exportações e Importações de principais derivados lácteos brasileiros.

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados de CiLeite, 2011.

O Brasil mostra-se competitivo no mercado lácteo mundial pelo fato de apresentar um dos menores custos de produção de leite do mundo, por se tratar de produção a pasto, apresentando grande capacidade de aumento de produção. O país possui 105 milhões de hectares a serem incorporados de maneira sustentável à produção. Isso, somado a outras vantagens, como o clima e o solo, aumentam sua capacidade produtiva (LEITE et al., 2009a).

No Brasil, ao contrário de outros países, o soro de queijo ainda é considerado um produto de má qualidade e de pouca importância sob o ponto de vista nutritivo. Nos Estados Unidos, grande parte dos resíduos de queijarias são aproveitados e 90% desses são destinados à alimentação humana, o que, em 2001 representou mais de 500.000 toneladas (SERPA, 2005).

Nos países desenvolvidos, onde o aproveitamento do soro chega a 100% do volume produzido, conforme pesquisas do Programa Minas Leite, da Secretaria da Agricultura de Minas Gerais, o Brasil busca aumentar o processamento do soro, para atender a demanda interna de soro em pó, nas indústrias de bebidas lácteas, panificação, biscoitos, fármacos e

rações, e conseqüentemente, diminuir a sua necessidade de importação do produto. Assim, a produção de soro em pó pode ser considerada uma alternativa econômica, geradora de emprego e também uma fonte de renda ao produtor (BIEGER e LIMA, 2008).

A cadeia produtiva do leite é considerada uma das mais complexas cadeias do agronegócio brasileiro, pois envolve diversos agentes em variados níveis, seja na produção, distribuição ou comercialização. Em um dos extremos da cadeia reúnem-se vários componentes para fomentar a produção do leite, envolvendo grãos e pastagens, medicamentos e genética dos animais, máquinas e equipamentos para ordenha e conservação do produto, entre outros, incluindo também, os serviços e suporte técnicos necessários (BIEGER e LIMA, 2008). A Tabela 3 mostra as maiores indústrias de laticínios no Brasil entre os anos de 2005 a 2007 (BRASIL, 2011b).

Segundo dados do CILeite, o mercado brasileiro de leite e produtos lácteos faturou, em 2010, R\$ 44,5 bilhões. Esse número representa um crescimento de 17,1% em relação a 2009, quando foram registrados R\$ 38 bilhões. O segmento da cadeia do leite e derivados que mais cresceu em 2010 foi dos produtos informais (+35,1%), em função da ampliação dos preços médios, seguido pelo de queijos e requeijão (+24,1%) e pelo leite em pó (+22,7%). Os produtos formais lácteos são aqueles industrializados. Já os produtos informais são os clandestinos (vindos direto do produtor) como, por exemplo, leite cru, queijo minas frescal, manteiga e iogurte.

Tabela 3 – Maiores laticínios no Brasil.

Maiores empresas de laticínios no Brasil – 2005/2007										
Classe	Empresas	Recepção Anual de Leite (em mil litros)			Número de Produtores			Produção média diária (litros/dia/produtor)		
		2005	2006	2007	2005	2006	2007	2005	2006	2007
1	DPA	1.708.000	1.702.000	1.800.000	6.110	6.000	5.800	557	569	567
2	Elegê	841.549	897.965	1.324.007	25.001	19.641	18.801	81	105	130
3	Itambé	1.005.000	1.039.000	1.090.000	7.325	9.700	9.067	366	274	284
4	Parmalat	591.847	612.070	725.021	4.400	4.640	4.457	241	247	286
5	Laticínios Morrinhos	299.444	338.098	387.140	3.200	4.100	4.500	199	207	225
6	Embaré	306.249	309.453	336.573	2.380	1.992	2.208	288	360	395
7	Confepar	262.266	288.482	333.490	6.152	5.740	7.393	94	114	90
8	Centroleite	268.268	263.128	300.095	5.049	4.850	5.265	140	148	156
9	Líder Alimentos	202.679	226.535	248.725	5.243	5.320	5.390	96	108	114
10	CCL	360.124	316.045	247.950	4.388	2.846	2.439	158	211	134
11	Batávia	224.561	241.601	246.459	4.019	4.104	4.215	153	161	160
12	Danone	196.399	221.905	222.091	605	496	418	608	909	865
Total		5.845.426	5.992.776	6.793.001	69.248	64.824	65.320	2.220	2.343	2.381

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da BRASIL (2011b).

Fato é que o Brasil continua importando o soro de leite, pois muitos laticínios brasileiros ainda desperdiçam esse importante derivado da cadeia de lácteos. Esse produto tem sido aproveitado, por exemplo, nas bebidas lácteas e outros produtos de baixo valor agregado, a exemplo da alimentação animal. O que chama a atenção é que grande parte do soro gerado no processo de produção de queijo, em que pesem as dificuldades de logística de coleta, não são aproveitados e são enviados para os rios, causando impacto ambiental.

O Estado do Paraná já é o terceiro maior em produção de leite entre os Estados brasileiros, sendo que a microrregião de Toledo abrange uma das principais bacias leiteiras do país, pois dois de seus municípios, Marechal C. Rondon e Toledo, produziram em 2006 mais de 100 milhões de litros de leite, números que ultrapassam a produção total de alguns Estados brasileiros (BRASIL, 2012a).

O potencial da bacia leiteira do oeste do Paraná proporcionou o surgimento de diversos laticínios na região, pois o padrão de localização dessas empresas segue a

localização das bacias de recursos, ou seja, os laticínios são altamente dependentes da proximidade com os produtores. Quanto maior a distância do produtor em relação ao laticínio, maiores são os custos de transporte e as possibilidades de degradação do produto. As indústrias tradicionais tendem a se localizar no interior do Estado, pela razão de ser esse o local onde são desenvolvidas as atividades agropecuárias, devido a sua dependência de volume de insumos de alta qualidade, de mão-de-obra barata e da disponibilidade de recursos naturais (BIEGER e LIMA, 2008). Ainda segundo os autores a empresa Concentrado Industrial de Produtos Lácteos Ltda localizada no Paraná iniciou suas atividades no ano de 2000, passando a utilizar o soro de leite gerado pelas indústrias de queijo da região, para fins produtivos. Atualmente, a empresa é líder de mercado na produção de soro de leite no Brasil, disponibilizando insumos como soro concentrado, gorduras e misturas lácteas para as indústrias alimentícias. A atividade inovadora surge aliada a um fator de grande importância na pauta do desenvolvimento econômico atual, ou seja, a consciência ambiental, a qual valoriza o respeito ao meio ambiente nos processos de implantação das atividades industriais, que no caso abordado, envolvem uma atividade da cadeia produtiva do leite na microrregião de Toledo, no extremo oeste do Paraná.

Como pode ser visto, o Brasil é um grande produtor de queijo e em decorrência disso apresenta uma produção bastante significativa de soro. Desta forma, no contexto brasileiro, esse resíduo, que tem sido desperdiçado muitas vezes sem nenhum tratamento, pode, todavia ser bastante útil na produção de álcool combustível.

Capítulo 4

Produção de Etanol a partir do Soro de Queijo

O aumento na produção de queijo na segunda metade do século passado exigiu a busca de novas alternativas para utilização de soro, o que significa predominantemente encontrar usos para lactose (GANZLE, et al. 2008). Em paralelo a isto, novas rotas tecnológicas têm sido amplamente pesquisadas para obtenção de etanol (LEWANDOWSKA e KUJAWSKI, 2007).

O excedente de soro, resultante da produção de queijo, é uma fonte barata de biomassa para obtenção do etanol combustível e que, além disso, pode ser fonte de diversos outros produtos devido a presença das proteínas. Uma planta de produção de etanol de soro de queijo pode ser sustentável na medida em que se podem obter diversos produtos, matérias-primas para outros processos e que, o próprio resíduo gerado, possa ser reaproveitado no próprio processo produtivo. Nesse contexto, o conceito de biorrefinaria tem grande importância para a implementação de processos produtivos sustentáveis.

Segundo Lira (2007) o soro sozinho não é considerado uma fonte balanceada de nutrientes devido à alta concentração de água e lactose, porém suas proteínas possuem várias aplicações alimentares. Desta forma, o aproveitamento das proteínas oriundas da separação da lactose pode agregar valor ao processo de produção de etanol a partir de soro.

O caráter diluído da lactose do soro inviabiliza economicamente a produção direta para etanol (TIN e MAWSON, 1993), sendo necessária a concentração do soro que reduz os custos de produção, aumentando a produção de etanol e eliminando parte da água presente no soro, diminuindo assim os gastos energéticos empregados no processo de destilação (MAWSON, 1994). Portanto, a concentração da lactose é um pré-requisito para um projeto econômico (TERRELL et al., 1984). Os elevados teores de água presentes no soro, além de aumentar os custos de produção de etanol, também dificultam o aproveitamento das proteínas. Desta forma, há que se verificar com cautela o melhor método de separação da lactose e que possibilite também a recuperação das proteínas presentes do soro.

Alguns componentes residuais do soro muitas vezes são considerados indesejáveis para alguns objetivos tecnológicos. Apesar de o leite apresentar teor inicial de gordura de 3,6%, quando utilizado na fabricação de queijos, o soro ainda retém cerca de 0,20% de gordura (CUNHA et al., 2003).

4.1 ASPECTO GERAL DO PROCESSO

A primeira opção para definição do processo de produção é a construção do fluxograma simplificado. No presente trabalho foi proposta o emprego de dois micro-organismos no processo de produção de etanol de soro de queijo, assim, dois fluxogramas simplificados podem ser esquematizados conforme Figura 15.

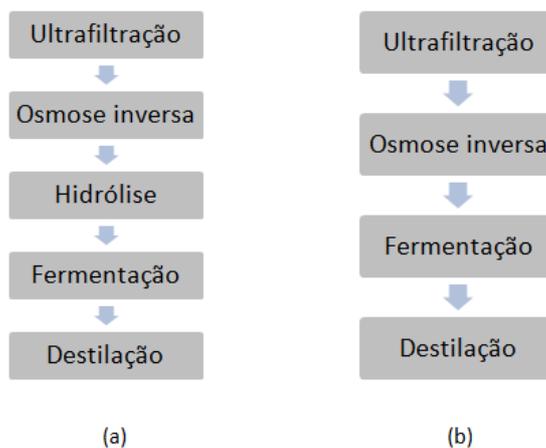


Figura 15 – Fluxograma simplificado dos processos de produção de etanol propostos. Fluxograma (a): uso de *Saccharomyces cerevisiae*; Fluxograma (b): uso da *Kluyveromyces marxianus*.

Os fluxogramas simplificados são definidos com a separação do soro e produção de etanol, onde consistem nas etapas de separação da lactose, fermentação e destilação do etanol, e serão detalhadamente apresentadas utilizando o simulador de processos *SuperPro Designer*®. A única etapa dos processos propostos que diferem quando da mudança do micro-organismo é a da hidrólise. Isso porque a levedura *Saccharomyces cerevisiae* não metaboliza a lactose direto em etanol como faz a levedura *Kluyveromyces marxianus*.

4.2 ETAPAS DE SEPARAÇÃO DA LACTOSE

O objetivo da etapa de separação é, além de isolar a lactose, também recuperar a proteína presente no soro de queijo. Além disso, a fermentação direta do soro a etanol não é considerado viável economicamente, pois o teor de lactose no soro é pequeno e que resultaria em baixo título de etanol (2-3 % v/v) após a fermentação, tornando o processo de destilação ainda mais caro. Desta forma, antes de iniciar a fermentação, é importante ter uma elevada concentração de lactose, que pode ser alcançada pela concentração do soro (GUIMARÃES et al., 2010).

Há vários processos que podem ser utilizados para a separação dos componentes do soro como evaporação, secagem, centrifugação, cristalização, cromatografia, eletrodíálises e filtração com membranas (LIRA, 2007), sendo esse último o método mais indicado para o processo em estudo (ROSEMBERG, 1995). Vale ressaltar que a utilização do método convencional de evaporação térmica em alta temperatura, por exemplo, não é o mais indicado para concentração de proteínas devido ao elevado consumo energético (BOSCHI, 2006) e também por causa da desnaturação das proteínas.

Na indústria de alimentos os processos de separação são vitais, visando remover componentes específicos para aumentar o valor agregado dos produtos. Todavia sempre fazem uso de diferenças físicas e químicas entre as frações separadas, tais como o tamanho, a forma, a cor, a densidade, a solubilidade, a taxa elétrica e a volatilidade. A taxa de separação depende da magnitude da força motriz e pode ser regida por uma série de princípios físicos que envolvem conceitos de transferência de massa e calor (BRENNAN et al., 2006). A maior parte dos processos com membrana é do tipo atérmicos, ou seja, o gradiente de potencial químico pode ser expresso apenas em termos de gradiente de

pressão e de concentração. Além disso, o tipo de transporte através da membrana depende da morfologia desta e também do tipo de força motriz empregada (HABERT et al., 2006).

Os processos de separação por membranas surgiram na década de 60 visando à dessalinização da água do mar, porém somente na década de 80 nos EUA e na Noruega seu desenvolvimento emergiu em escala comercial. Uma membrana pode ser definida como uma película que funciona como barreira separando os diferentes componentes de uma solução (MULDER, 2000; HABERT et al., 2006; SERPA, 2005).

Em se tratando de operações de filtração com membranas, há quatro alternativas principais de métodos com base na massa molar de corte (exclusão por tamanho) como a ultrafiltração, microfiltração, osmose reversa e nanofiltração (MULDER, 2000; SERPA, 2005) e que segundo Habert (et al., 2006) podem ser descritas como:

- Ultrafiltração (UF): Separação de partículas e moléculas com massa molar acima de 5000 Da e operando com pressões na faixa de 1-7 atm;
- Microfiltração (MF): Separação de partículas com massa molar inferior a 500 kDa, implicando no uso de membranas com poro de 0,01 μm e operando com pressões relativamente baixas, como 0,5 a 2 atm e com altos fluxos;
- Osmose inversa (RO): Separação de material solúvel ou em suspensão e operando com pressões de 15-80 atm;
- Nanofiltração (NF): Separação de partículas com massa molar na faixa de 500 a 2000 Da e operando com pressões na faixa de 5-25 atm.

Há diversas vantagens que viabilizam a utilização dos processos de separação por membranas na indústria, como por exemplo, a baixa demanda de energia, a alta seletividade, a simplicidade de operação e escalonamento, a possibilidade de separar sem a necessidade de utilização em altas temperaturas, mudanças de fase ou alterações de pH, mantendo as propriedades físico-químicas e sensoriais dos alimentos (MULDER, 2000; HABERT et al., 2006; SERPA, 2005).

A microfiltração e a ultrafiltração são os processos de separação de maior importância comercial no mundo (SERPA, 2005). Estas membranas e, também as de osmose inversa, são geralmente porosas e seu princípio de separação é a exclusão por tamanho, restando primeiramente as partículas com tamanhos maiores de poro. A

seletividade destas membranas é determinada com base na massa molar das moléculas, que apresentam um coeficiente de rejeição mínimo de 95% (MULDER, 2000; SERPA, 2005).

A indústria de laticínios tem sido uma das pioneiras no desenvolvimento da ultrafiltração e de técnicas de separação baseadas na experiência adquirida. Nesse contexto, a ultrafiltração é o método mais empregado para recuperação das proteínas do soro livre de sais minerais (SILVEIRA, 2004; LEWANDOWSKA e KUJAWSKI, 2007). A ultrafiltração tem duas aplicações possíveis na indústria de queijos: para separar as proteínas a partir do soro e fazer queijo de ultrafiltrado. O concentrado proteico obtido apresenta uma grande variedade sobre o teor de proteínas e propriedades funcionais. Outro aspecto que não deve ser negligenciado é a utilização de um subproduto resultante do permeado da UF. Neste caso as novas tecnologias também têm sido desenvolvidas com a nanofiltração (NF) e osmose inversa (RO) para lactose, que podem ser utilizados para produção de doces ou para procedimentos de fermentação (REKTOR e VATAI, 2004).

4.2.1 Ultrafiltração (UF)

A ultrafiltração é uma das tecnologias mais fascinantes, que foi introduzida para aplicação na indústria de laticínios e que durante algumas décadas foram estudadas em processos visando à recuperação das proteínas solúveis do soro. Desta forma a ultrafiltração (UF) se tornou, desde a década de 80, a técnica mais utilizada no fracionamento de proteínas do soro (BRANS et al., 2004; OLIVEIRA e PETRUS, 2003), para clarificação de sucos, vinhos, cervejas e concentração de produtos lácteos (CARMINATTI, 2001); para a fabricação de bebidas lácteas fermentadas com propriedades terapêuticas (KAR e MISRA, 1999).

Segundo Silveira (2004) e Guimarães (et al., 2008) esta técnica de separação é recomendada como a primeira operação unitária no processamento de soro de queijo e são empregadas quase que exclusivamente na recuperação de proteínas, no seu fracionamento e também na concentração de lactose antes da fermentação sendo uma opção para obter maiores títulos de etanol (GUIMARÃES et al., 2008). Além disso, sabe-se que a ultrafiltração pode ser projetada tanto em regime batelada quanto em contínuo apesar de o regime contínuo ser o preferido em produção de larga escala.

A ultrafiltração consiste num processo de separação em nível molecular onde o transporte do soro ocorre através da membrana sendo regido por uma pressão diferencial operando geralmente na faixa de 2 a 10 bar (SCHUCK, 2004; SMIT, 2003) que resulta num produto concentrado de proteínas e num permeado que ainda confere altas DBO e DQO devido à presença da lactose originalmente presente no soro (SILVEIRA, 2004).

O permeado gerado na ultrafiltração contém a maioria da lactose originalmente presente no soro (VIENNE e STOCKAR, 1985a *apud* SILVEIRA, 2004). O mecanismo de separação de macromoléculas por ultrafiltração está apresentado esquematicamente na Figura 16.

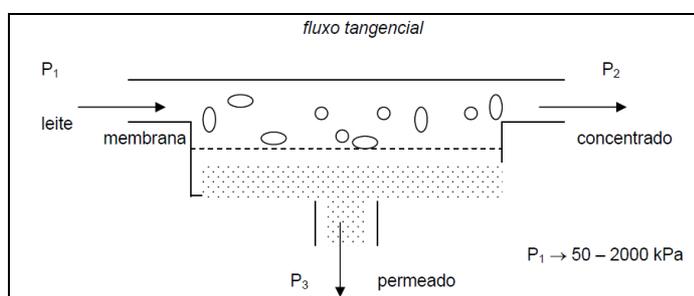


Figura 16 – Ultrafiltração com fluxo tangencial.

Fonte: BRASIL (2010b).

As membranas de UF apresentam normalmente tamanho de poros na faixa de 10 a 1000 Å e são capazes de reter componentes com massa molar na faixa de 300 a 500.000 Daltons (HABERT et al., 2006). São descritas por ponto de corte e que separam espécies como as biomoléculas, polímeros e partículas coloidais (CHERYAN, 1998).

A separação por membrana pode ser caracterizada em função do fluxo de permeado e pela capacidade seletiva da membrana. O fluxo de permeado corresponde a vazão de permeado por unidade de área da membrana e a capacidade seletiva cuja força motriz é o gradiente de pressão pode ser medida pelo Coeficiente de Rejeição (CR) (HABERT et al., 2006). A eficiência destes processos geralmente é medida através do CR da membrana frente ao componente que se deseja separar (SCHNEIDER e TSUTIYA, 2001 *apud* SERPA, 2005). O coeficiente de rejeição da membrana também pode ser expresso como percentagem em fase aquosa através da Equação 1 (SERPA, 2005). O coeficiente C_p é definido pela concentração do permeado e C_a é a concentração de alimentação.

$$CR = 1 - \left(\frac{C_p}{C_a} \right) \quad (1)$$

Um concentrado proteico é obtido tipicamente por ultrafiltração, originando uma fração rica em lactose, o permeado do soro de queijo. A obtenção do concentrado proteico, por si só, não se apresenta economicamente viável uma vez que apenas 1/6 do volume de soro serve para a produção de proteína, restando ainda um considerável volume de permeado de soro de queijo a manusear (BRESLAU e KILCULLEN; 1977).

Há uma grande variedade de resultados na literatura acerca das composições das correntes de permeado e concentrado, já que depende do tipo de membrana utilizada, da quantidade de estágios, do uso de diafiltração e das condições operacionais. Porém, existem alguns autores que fornece algumas composições das correntes como é o caso de Rubin (1980). Esse autor cita que o concentrado proteico de soro (WPC) contém de 60 a 65% de proteínas dos sólidos totais, enquanto que usando diafiltração esse percentual pode aumentar. Já segundo Boschi (2006) é possível obter um teor de sólidos de 25 a 35% no concentrado não especificando, no entanto, a fração de proteínas. Pinto (2008) cita que o retentado produzido da ultrafiltração é constituído de aproximadamente 85% de proteínas (p/p) e 15% de lactose (p/p).

Segundo Farro e Viotto (2003) há trabalhos sendo desenvolvidos a fim de maximizar os parâmetros de processo da UF adicionando antes desta pré-tratamentos como peneiragem e microfiltração (MF), visando reduzir os índices de gordura e fragmentos de caseína facilitando desta forma a ultrafiltração. Também estão sendo estudados os tratamentos térmicos e correção de pH antes de ser submetido a pré-tratamentos de microfiltração e posterior ultrafiltração (VEIGA e VIOTTO, 2001).

Yorgun (et. al, 2008) estudou a eficiência de processo usando membranas individuais e combinadas visando o tratamento do soro como efluente por meio dos resultados do fluxo de permeado e verificou que entre as várias combinações testadas usando módulos de NF, UF e RI pode-se concluir que a combinação NF + RI apresentaram os melhores resultados de fluxo de permeado e diminuição de DQO, com alta rejeição de lactose, traduzindo em baixos teores de lactose no permeado durante a remoção da carga orgânica do efluente. Quando foram utilizados módulos individuais de NF, esses se comportaram, na prática, como módulo de UF na medida em que apresentaram altos teores de lactose no permeado, isso revela baixos rendimentos de tratamento do soro quando se

utiliza módulos isolados de NF. Porém revela ser a UF realmente recomendada para a recuperação da lactose e de proteínas e a RI como uma segunda etapa de separação.

Como há poucas informações disponíveis sobre a operacionalidade das membranas de UF para concentração de proteínas, Yee (et al., 2007) estudaram os efeitos dos parâmetros de processo e as flutuações na composição nas correntes de alimentação de soro usando um sistema de membranas de UF em série com diafiltração e alimentação de água, onde avaliou especificamente os sólidos totais e composição de proteínas no retentado objetivando produzir um WPC (concentrado de proteínas do soro) com uma composição de cerca de 80% de proteínas em base seca no concentrado, ou seja, com especificação comercial. O sistema utilizado era composto de 12 (doze) membranas em série e a diafiltração foi utilizada para aumentar a concentração de proteínas até o valor desejado e verificou que a adição de água pode ser feita em qualquer etapa a partir do segundo estágio de membranas. Todo o processo estudado por Yee (et al., 2007) se deu num tempo de 1,5 hora de operação, período importante para se estudar as oscilações do processo e que tem pouca interferência do *fouling* (incrustação). Houve muitas dificuldades durante o experimento para se obter o valor desejado na medida em que a composição química do soro varia muito com o tipo de queijo produzido e que estas composições interferem no fluxo e na composição do concentrado. O rendimento do processo diminui depois de horas de operação, onde em longas operações o *fouling* se torna mais expressivo. Segundo Veiga e Viotto (2001) a causa principal do *fouling* pode ser devido à adsorção de proteínas e a cristalização de sais de cálcio.

Guadix (et al., 2004) abordaram o projeto e operação de uma instalação de UF em regime contínuo e operações cíclicas que constituem de filtrações e limpezas. A abordagem dos autores se caracterizou pela formulação de um modelo matemático e otimização dinâmica visando o melhor projeto e operação possíveis. Foram atribuídos uma vazão 5000 L.h^{-1} de soro na alimentação e uma concentração na faixa de $25\text{-}200 \text{ kg.m}^{-3}$ de proteínas no retentado até a obtenção de 85% de proteínas em base seca. Eles previram que seis etapas são necessárias para minimizar o custo operacional por hora na produção de um fluxo de retentado na vazão de 50 kg.m^{-3} , ou cerca de 5% (p/p) de proteína. O uso de modelos matemáticos precisos permite que o engenheiro possa prever o comportamento do processo e tomar decisões quando preciso, a modelagem do processo é uma tarefa essencial para um projeto bem sucedido. Esses resultados, embora úteis para a construção

do processo, não são capazes de fornecer orientações sobre os passos necessários para alcançar um WPC desejado de uma planta com UF de soro. Da mesma forma na abordagem de Guadix (et al., 2003) quando abordaram o projeto e a operação de uma instalação de UF em regime batelada.

É certo que após a secagem do retentado obtém um concentrado proteico que segundo Pinto (2008) pode ser submetido às hidrólises controladas com auxílio de enzimas imobilizadas e estabilizadas obtendo-se um hidrolisado proteico contendo uma mistura de aminoácidos e peptídeos (HPS) com grande importância no tratamento de pacientes com problemas estomacais e intestinais bem como em lactantes desnutridos.

O fluxo de permeado durante a ultrafiltração pode sofrer queda devido aos fatores de resistência que podem ocorrer nas membranas durante sua operação como a polarização de concentração, deposição ou *fouling*, com bloqueio dos poros e formação de camadas de gel (CHERYAN, 1998; BASSETTI et al., 2003; JAMES et al., 2003) e que podem se agravar com o tempo de operação devido aos altos fluxos e baixos coeficientes de transferência de massa (MULDER, 2000). As interações físico-químicas entre a membrana e os componentes do fluido podem gerar o fenômeno de *fouling* que reduz o fluxo de permeado de forma irreversível, sendo efeitos semelhantes aos de polarização de concentração. Esse segundo por sua vez é um fenômeno reversível podendo levar à formação de uma membrana secundária (camada gel) e que pode ser minimizado pela simples mudança nas condições operacionais (ZEMAN e ZYDNEY, 1997).

Há vários estudos sobre novas técnicas de minimização do problema de *fouling*, como por exemplo, variação dos parâmetros experimentais como a temperatura, a pressão e a vazão de alimentação do fluxo. Sabe-se que há outros efeitos indesejáveis durante a filtração por membrana quando ocorrem estas variações, como por exemplo, variação sobre os fluxos de permeado e do concentrado (SERPA, 2005). Além disso, CUNHA (et al., 2003) cita que a remoção prévia da gordura residual do soro através de outra etapa de filtração pode reduzir o *fouling* já que a presença de gorduras prejudica as propriedades de emulsificação e aeração dos concentrados proteicos de soro.

Serpa (2005) estudou a separação das proteínas de soro e obteve informações importantes. O autor observou a formação de *fouling* e polarização de concentração na superfície da membrana quando o soro foi submetido à UF, passando a interferir no fluxo

de permeação. Além disso, houve estabilidade do fluxo após 30 minutos de operação, semelhante à permeação com o soro em reciclo total. Foi verificado, ainda, que durante a realização da operação de limpeza com água em reciclo total não se constata redução de fluxo devido à remoção das partículas de sujeiras presentes na superfície das membranas que são removidas durante a operação com água, levando ao aumento do fluxo.

O aumento da temperatura pode levar a um aumento do fluxo, devido os efeitos sobre a densidade e viscosidade do fluido (CHERYAN, 1998). Entretanto, altas temperaturas podem resultar em desnaturações das proteínas com a formação de micelas e agravando os problemas de *fouling*, além de bloqueio dos poros das membranas (VEIGA; VIOTTO, 2001) por meio da presença de a-lactoalbumina, b-lactoglobulina e caseína. Desta forma, o tratamento térmico do soro de queijo influencia no fluxo de permeado, o qual diminui em altas temperaturas (VEIGA e VIOTTO, 2001). Por isso, Serpa (2005) recomenda cautela durante a alteração da temperatura já que ela tem influência sobre as propriedades físico-químicas dos componentes do soro, principalmente as proteínas, causando as desnaturações devido à sua baixa termorresistência.

Além disso, Serpa (2005) recomenda cuidados no aumento da pressão, que também, influencia na permeabilidade hidráulica da membrana, aumentando a polarização. O autor submeteu o soro de queijo à UF sem reciclo de permeado e observou que a concentração de sólidos na alimentação aumentou durante o tempo de operação, intensificando o fenômeno da polarização, conseqüentemente provocando maior redução de fluxo e aumento do tempo de operação.

Segundo Farro e Viotto (2003) *apud* Serpa (2005) pode-se estabelecer uma relação entre as concentrações de lactose na alimentação e seu respectivo concentrado e permeado. Uma membrana com *cut off* (tamanho de corte ou também chamado de retenção nominal da membrana) de 10.000 Daltons, por exemplo, não poderia teoricamente reter a lactose, porém o faz devido ao efeito de *fouling* e a formação de camada gel, o que alteram a seletividade da membrana causando a rejeição de alguns componentes com massas molares inferiores *cut off* da membrana. Utilizando o *cut off* mencionado, obtiveram frações médias de lactose nos retentados de 5,50%, e nos permeados de 4,40%, utilizando soro bruto com composição média de 5,32%. Os estudos de Serpa (2005) permitiu ratificar esta importante questão sobre a pressão, a qual exerce um papel significativo sobre o fluxo de permeado e, também, a membrana utilizada foi seletiva somente para as proteínas quando

utilizado um *cut off* de 10.000 Daltons, obtendo, desta forma, um coeficiente de rejeição de 95%.

Durante a separação, é importante verificar a razão proteína/lactose para o acompanhamento do aumento da concentração de sólidos no concentrado e no permeado e também o aumento do teor de proteínas e não de lactose durante a operação, desde que não haja seletividade para a lactose.

4.2.2 Osmose Inversa (RO)

A osmose inversa, também chamada por alguns autores de osmose reversa, é utilizada na concentração de produtos através da remoção de água, mas especificamente para desidratação do soro, dos permeados e concentrados da UF. Como recomendado por Yorgun (et al., 2008) deve ser aplicado como uma segunda etapa após a UF. Além disso, a osmose inversa é utilizada no processamento de soro de leite, incluindo sua concentração, parcial desmineralização, fracionamento e remoção de sal (MADAENI e MANSOURPANAH, 2004).

Souza (et al, 2010) estudou a purificação da lactose oriunda do soro de queijo utilizando vários processos integrados para a recuperação de proteínas. O sistema utilizado pelo autor foi o conjunto de membranas de UF (com *cut off* de 500 kDa) e de RO. Esse sistema corresponde um processo mais simples e com menos unidades de separação. A solução de lactose foi concentrada por osmose inversa usando um módulo de membrana espiral de poliamida, que tinha uma área de filtração de 0,4m², realizada com temperatura ambiente e pressão de 10 bar o que rendeu uma pureza de 88,5% de lactose em pó. É interessante notar que os materiais perdidos na membrana durante os processos podem ser recuperados, por exemplo, pela lavagem e reciclo das correntes. Desta forma, a recuperação geral de lactose pode ser melhorada por diafiltração (filtração e lavagem simultânea) da lactose retida no concentrado.

Madaeni e Mansourpanah (2004) estudaram a limpeza das membranas de RO após a separação de soro de queijo e diversos agentes de limpeza foram citados como o HCl e o NaOH, porém esse último pode danificar a membrana, se usado com valores de pH superiores a 12, que é a limite máximo para uma operação segura.

Segundo os estudos de Rektor e Vatai (2004) durante o processo de RO, a gordura tem uma menor influência sobre o declínio do fluxo em relação à proteína e lactose; e que consequentemente glóbulos de gordura tem uma menor influência sobre o efeito de *fouling* do que os componentes menores. A membrana de RO seria a melhor solução para pequenas fábricas, onde todos os componentes do soro de queijo são concentrados e podendo ser reciclados para aumentar a eficiência econômica. O permeado da RO (composto basicamente de água) apresenta valores de DQO e DBO muito baixo, o qual pode ser descartado diretamente nos esgotos ou usada na irrigação.

4.3 FERMENTAÇÃO

A tecnologia para obtenção do etanol abrange várias operações unitárias distintas e em sequência lógica onde o álcool pode ser obtido por 3 (três) vias diferentes: a via de destilação, via sintética ou via fermentativa. A via fermentativa é a principal para utilização nesta dissertação, já que a lactose é a fonte bioquímica de obtenção de energia.

A fermentação alcoólica é uma alternativa interessante para a bioremediação do permeado poluente que permanece após a separação das proteínas do soro. A fermentação da lactose de soro de queijo ao etanol, particularmente usando leveduras, tem sido frequentemente estudada desde a década de 1940 (ROGOSA et al., 1947 *apud* GUIMARÃES et al., 2010).

O homem utiliza a fermentação alcoólica desde a antiguidade quando os egípcios, a mais de 4000 anos, fabricavam pão e bebida alcoólica de frutas e cereais. Entretanto somente na atualidade relaciona-se fermentação com ação de leveduras. A estequiometria da reação fermentativa foi formulada por Gay-Lussac em 1815 e Pasteur em 1863 demonstrou a natureza microbiológica da reação como um processo anaeróbico. Desta forma a fermentação alcoólica pode ser considerada como uma oxidação anaeróbica parcial da glicose por ação de leveduras, produzindo principalmente etanol e gás carbônico.

Desde 1860 com Pasteur, os mecanismos de reações biológicas para obtenção de energia, sob condições anaeróbicas, foram denominados de fermentação onde se define como vida na ausência de ar. A fermentação consiste na transformação química da glicose em piruvato e posterior produção de etanol. Para que o processo de fermentação proceda

com sucesso há que se observarem vários fatores como o microrganismo, o meio de cultura, a forma de condução do processo fermentativo e as etapas de recuperação do produto.

A fermentação ocorre devido ao fato de que as células produzem a energia necessária para sobreviver, mediante fenômenos de degradação da matéria orgânica: a respiração que necessita do oxigênio ou a fermentação que ocorre na ausência de oxigênio. A fermentação alcoólica consiste num conjunto de reações bioquímicas correspondente a uma má eficiência energética, onde a levedura necessita transformar muito açúcar em álcool, para assegurar suas necessidades. Isso ocorre a partir de três fatores fundamentais: presença de açúcares, micro-organismos que sejam capazes de transformar o açúcar em etanol e gás carbônico e ausência de oxigênio.

A fermentação do açúcar até etanol e gás carbônico envolve 12 (doze) reações bioquímicas. Cada etapa da reação é catalisada por uma enzima específica, onde a ação enzimática pode ser estimulada ou reprimida pela atuação de diversos fatores como os nutrientes, inibidores, substâncias do próprio metabolismo, pH e temperatura, entre outros, afetando desta forma o rendimento da reação. O ATP (trifosfato de adenosina), energia química gerada do metabolismo do açúcar, corresponde ao principal objetivo da levedura. O ATP é a energia empregada nas atividades fisiológicas e de síntese, necessárias à manutenção da vida, crescimento e multiplicação celular. Durante a reação de fermentação, outros produtos metabólicos, relacionados com a adaptação e sobrevivência da célula, podem vir a reduzir a produção de etanol. São eles, o glicerol, os ácidos orgânicos, principalmente o succínico e o acético. Além disso, a biomassa e os demais produtos metabólicos citados são quantitativamente os principais subprodutos metabolicamente relacionados ao equilíbrio redox celular em anaerobiose. A fermentação alcoólica é um processo não oxidativo e que, portanto, não há a participação do oxigênio. Desta forma, para se mantenha o equilíbrio redox da célula, todo o NADH formado (em reações de oxidação) deve ser consumido (em reações de redução), no qual está acoplado à produção de etanol e glicerol (GUIMARÃES, 2005).

A fermentação deve ser rápida a fim de maximizar a produtividade do processo. No entanto, na concepção de um processo para produção de etanol de soro tem de ser acompanhada a maximização do título/produtividade de etanol e minimização da concentração de açúcar residual do efluente, uma vez que a finalidade do processo é

normalmente o tratamento de resíduos (GUIMARÃES et al., 2010). O uso de concentrados de soluções de lactose (até cerca de 200 g de lactose/ litro) pode permitir título de etanol até 10-12% (v/v), assim reduzindo significativamente os custos com destilação (GUIMARÃES et al., 2008).

4.3.1 O micro-organismo

As leveduras têm grande aplicação na biotecnologia e apresentam grandes diversidades entre si. A tecnologia atual pode fornecer etanol a partir da fermentação de biomassa (MALAJOVICH, 2010) onde, esta via biotecnológica, envolve a ação da levedura sobre um substrato. As leveduras que assimilam aerobicamente a lactose são comuns, porém aquelas que fermentam a lactose são mais raras, incluindo, por exemplo, *Kluyveromyces lactis*, *Kluyveromyces marxianus* e *Candida pseudotropicalis* (GUIMARÃES et al., 2010).

As leveduras costumam ser classificadas por dois critérios: (1) convencionais ou não-convencionais, e (2) Crabtree-positivas (preferencialmente fermentadoras) ou Crabtree-negativas (preferencialmente respiradoras). Nesta classificação, *S. cerevisiae* é uma levedura convencional e Crabtree-positiva (ROCHA, 2010). Já *K.marxianus* é do tipo Crabtree-negativa. Essa classificação ainda não é totalmente compreendida por alguns autores, porém já foi comprovada a ausência de genes necessários para a produção de etanol por fermentação na *K. marxianus*, mas que sob determinadas condições adotam a via fermentativa (LANE e MORRISSEY, 2010).

Vale ressaltar que neste trabalho foi abordado processos de produção de etanol utilizando 2 (duas) leveduras apresentadas a seguir. As leveduras foram utilizadas independentemente uma da outra.

4.3.1.1 Levedura *Kluyveromyces marxianus*

A assimilação da lactose como fonte de carbono por leveduras do gênero *Kluyveromyces*, é uma característica que está ausente em *S. cerevisiae* (LANE e MORRISSEY, 2010). *K. marxianus* é capaz de realizar a conversão direta da lactose em etanol, realizando a fermentação desse açúcar já que tem a capacidade de produzir a

enzima β -galactosidase (E.C. 3.2.1.23), que hidrolisa lactose em glicose e galactose. Todavia, esta levedura apresenta problemas de inibição por etanol.

K. lactis é uma das espécies mais estudadas é considerada o organismo modelo do gênero *Kluyveromyces* (ROCHA, 2010), porém *K. marxianus* tem recebido mais atenção nos últimos anos por causa de suas vantagens em potencial biotecnológico. Desta forma, tem sido amplamente adotada pelas indústrias porque possui características que são desejáveis para as aplicações biotecnológicas (LANE e MORRISSEY, 2010). Já *K. lactis* não é muito utilizada para produção de etanol, mas tem sido muito usada na produção de proteínas heterólogas usando o soro de queijo como meio de cultura (ROCHA, 2010).

K. marxianus é uma levedura respiro-fermentativa podendo gerar energia, quer através do ciclo de Krebs (ciclo do ácido cítrico) ou por fermentação em etanol (LANE e MORRISSEY, 2010). Em contraste com *S. cerevisiae*, as leveduras respiro-fermentativas não exploram plenamente sua capacidade de captação de glicose durante o crescimento oxidativo. Sobretudo *K. marxianus* é capaz de realizar simultaneamente fermentação e respiração, sendo o equilíbrio entre estas duas vias depende da especificidade da estirpe (LANE e MORRISSEY, 2010). É também um organismo termotolerante (ROCHA, 2010) pode ser encontrada em uma enorme variedade de *habitat*, representando uma diversidade metabólica ampla alcançando uma diversidade de aplicações biotecnológicas (FONSECA e HEINZLE, 2008). Difere de *S. cerevisiae* principalmente quanto à utilização preferencial da via respiratória de obtenção de energia, sobre a fermentativa; e ainda, de possuir a capacidade de crescer em intervalos amplos de temperatura onde muitas de suas linhagens crescem na presença de lactose (ROCHA, 2010). É um organismo eucarioto de crescimento mais rápido entre todos os conhecidos. Essa característica pode ser explorada em processos industriais para a diminuição do tempo de batelada, apesar do fato de altas velocidades específicas exigirem altas taxas de transferência de oxigênio, no caso de cultivos aeróbios (HENSING e ROUWENHORST, 1995 *apud* ROCHA, 2010).

A levedura é um ser vivo, logo não tem sentido falar de massa molecular ou mol para um ser vivo. Sabe-se que a massa de uma célula é constituída de macromoléculas como: proteínas, lipídeos, açúcares e etc. Entretanto, para fins de simulação, foi necessário considerar esse conceito. Assim, qualquer valor hipotético de massa molecular da célula, na verdade, seria teoricamente, maior do que a massa molecular de um açúcar. Desta forma, foi considerada uma massa molecular não nula para a biomassa microbiana. O

próprio simulador, nos diferentes exemplos de aplicação, usa valores díspares, como, por exemplo, 5, 20, 50 g/mol. Verifica-se, então, que, os exemplos encontrados no próprio simulador, envolvendo biomassas microbianas, revela que o programa não considera com rigor as massas moleculares reais de biomassas. Os valores de massa molecular adotados durante as simulações foram listados no capítulo 5.

A reação de conversão da lactose em etanol é mostrada na Figura 17. Vale ressaltar que a equação química foi ajustada considerando 1 mol de leveduras nos produtos. A biomassa microbiana deverá sempre aparecer do lado dos produtos, para que o balanço estequiométrico seja alcançado e a simulação no *SuperPro Designer*® seja possível. Entretanto, a massa molecular adotada para a biomassa microbiana teve que ser muito pequena, valor esse representado pelo fechamento do balanço reacional. Os coeficientes estequiométricos dos reagentes tiveram que ser representados por números negativos, a fim de informar ao simulador que há consumo dos mesmos e os produtos representados por valores positivos para que represente a geração desses últimos. O rendimento teórico da reação é igual a 0,538 g de etanol por 1 g de lactose consumida.

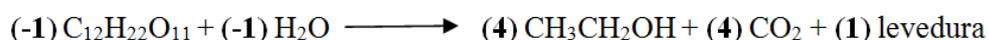


Figura 17 – Reação de fermentação da lactose em etanol.

Fonte: Elaboração Própria.

Sansonetti (et al., 2009) estudou a fermentação da lactose em etanol e conseguiu atingir um rendimento de 97%, muito próximo ao teórico de conversão da lactose em etanol. O consumo completo de lactose se deu em 18 horas para o soro de queijo scotta.

O aumento da concentração de lactose indica que as concentrações de substrato elevadas favorecem a fluxo metabólico por via fermentativa. Embora a taxa de consumo de lactose seja maior em anoxia, ele tende a saturar em concentração mais elevada de substrato. A saturação de lactose sugere que o fluxo de fermentação pode ser limitado por fluxo de carbono (SILVEIRA et al., 2005).

Além do etanol, pode ser obtido o glicerol, outro metabolito primário produzido durante a fermentação de permeado em condições anóxicas. O cultivo em condição anóxica favorece formação de glicerol, ou um elevado nível de produção de etanol é

acompanhado com o aparecimento de glicerol (SILVEIRA et al., 2005). Isto é esperado dado o papel fisiológico de glicerol para manter o equilíbrio redox, regenerando NAD^+ a partir do NADH produzido por biossíntese de celular componentes. Desta forma, para uma elevada concentração de lactose, sob baixos níveis de oxigênio, permite máxima conversão de lactose em etanol pela utilização de *K.marxianus*, porém altas concentrações de glicerol (SILVEIRA et al., 2005). Além disso, a ideia de que a absorção de açúcar pode ser controlada primariamente pela disponibilidade de oxigênio torna-se mais facilmente compreendida.

Silveira (2006) cita que tem sido proposta a fermentação aeróbia e anaeróbia pela levedura *K. marxianus* no tratamento de redução do potencial poluente do soro e também para obtenção de produtos como: proteínas celulares, enzimas, biomassa microbiana e etanol. Além disso, Silveira (et al., 2005) estudaram *K. marxianus* em soro de queijo em diferentes condições de oxigenação (aeróbia, hipóxica e anóxica) e verificaram que em anoxia as taxas de produção de etanol foram maiores chegando a concentrações de 80 g/l quando usado concentração inicial de lactose de 170 g/l e ainda em hipoxia os valores de conversão de etanol foram mais próximos ao valor teórico. Desta forma, chegaram a conclusão que a concentração de oxigênio no meio reacional afeta significativamente a produção de etanol.

Uma questão importante no processo de fermentação é a capacidade de levedura para suportar os efeitos tóxicos do etanol produzido. O crescimento de *K. marxianus* praticamente não foi afetado por concentrações relativamente elevadas de etanol. Mesmo na presença de concentrações mais elevadas de etanol, a levedura era capaz de crescer, indicando a sua capacidade de adaptação. (SILVEIRA et al., 2005).

Uma vantagem significativa de algumas estirpes de *K. marxianus* consiste em a sua capacidade para crescer e fermentar a temperaturas elevadas (40°C), uma propriedade que permite a redução de custos (principalmente devido ao custo reduzido de refrigeração) em bioprocessos de produção de etanol. Estirpes *K. marxianus* têm sido relatadas como capazes de crescer aerobicamente a 52°C em lactose e permeado de soro (BANAT e MARCHANT, 1995).

A maioria dos estudos de fermentação da lactose do soro tem sido feitas com *Kluyveromyces* em sistemas bateladas. No entanto, sistemas de operação contínua também

foram amplamente explorados usando projetos de biorreatores diferentes e, além disso, sistemas de cultivo em batelada alimentada, também chamada de *fed-batch*. Nesses sistemas, uso de leveduras imobilizadas corresponde a uma boa estratégia para a obtenção de elevadas densidades de células.

Rosenberg et al. (1995) usaram células de *K. marxianus* permeabilizadas como fonte de β -galactosidase para hidrólise simultânea de lactose em concentrados de soro e fermentação por *S. cerevisiae* obtendo maior produtividade do etanol em comparação com a fermentação direta utilizando *K. marxianus* (GUIMARÃES et al., 2010). Uma diferença importante entre as espécies de *Kluyveromyces* e *Saccharomyces* é a repressão de glicose também conhecida como repressão catabólita da utilização da galactose (GUIMARÃES et al., 2010).

4.3.1.2 Levedura *Saccharomyces cerevisiae*

O uso de *S. cerevisiae* para a fermentação de lactose também tem atraído muito atenção. Os estudos iniciais envolveram a fermentação de soluções de pré-hidrolisado de lactose, ou seja, misturas de glicose e galactose. Além disso, o consumo de lactose por cepas de *S. cerevisiae* foi estudado por várias estratégias diferentes, tais como fusão de protoplastos (GUIMARÃES et al., 2010). Quando *S. cerevisiae* é cultivada sob condições limitadas de glicose, o oxigênio desempenha um papel central em fluxo metabólico, pois as condições anóxicas são essenciais para a formação do etanol (SILVEIRA et al., 2005).

S. cerevisiae é geralmente a primeira escolha para processos industriais envolvendo fermentação alcoólica e são largamente utilizadas na produção de alimentos e bebidas alcoólicas, representando os micro-organismos padrão para fermentação alcoólica (NEHLIN et al., 1989 *apud* GUIMARÃES et al., 2010). As razões para esta preferência são sua boa capacidade fermentativa e tolerância ao etanol, permitindo a produção de até 20% (v/v) de etanol; seu *status* de segurança GRAS (*Generally Recognized As Safe* - geralmente reconhecido como seguro); sua capacidade de crescer rapidamente em condições anaeróbicas, o que ajuda contornar os problemas inerentes à oxigenação de grande volume fermentações industriais; o extenso conhecimento industrial e científico que a reconhece como um dos melhores organismos estudados; apresenta susceptibilidade a modificações genéticas pela tecnologia do DNA recombinante; a possibilidade de usar a

sua biomassa como alimento para animais (co-produto), o que é importante para a economia de processos industriais (BAI et al., 2008 *apud* GUIMARÃES et al., 2010).

A reação de conversão da glicose em etanol é mostrada na Figura 18. Vale ressaltar que a equação química foi ajustada considerando 1 mol de leveduras nos produtos. A biomassa microbiana deverá sempre aparecer do lado dos produtos, para que o balanço estequiométrico seja alcançado e a simulação no *SuperPro Designer*[®] seja possível. Entretanto, a massa molecular adotada para a biomassa microbiana teve que ser muito pequena, valor esse representado pelo fechamento do balanço reacional. Os coeficientes estequiométricos dos reagentes tiveram que ser representados por números negativos, a fim de informar ao simulador que há consumo dos mesmos e os produtos representados por valores positivos para que represente a geração desses últimos. O rendimento teórico da reação é igual a 0,511 g de etanol por 1 g de hexose consumida. Além disso, conforme citado anteriormente, os valores de massa moleculares adotados durante as simulações foram listados no capítulo 5.

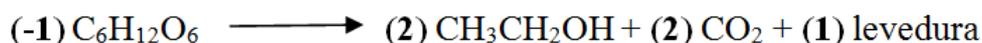


Figura 18 – Reação de fermentação de glicose em etanol.

Fonte: Elaboração Própria.

Guimarães (et al., 2008) avaliaram o desempenho de um recombinante da linhagem de *S. cerevisiae*, durante a fermentação da lactose, e concluíram que esta estirpe é uma alternativa interessante para a produção de etanol a partir da lactose.

Apesar da levedura *S. cerevisiae* fermentar uma grande variedade de açúcares, não é capaz de metabolizar diretamente a lactose, devido à ausência da enzima β -galactosidase e da permease da lactose, que permite a entrada da lactose para o interior das células. Desta forma, surgiu nos últimos anos, vários estudos para possibilitar a fermentação da lactose por *S. cerevisiae*, que envolve duas estratégias: utilização de técnicas de manipulação genética, de modo a obter cepas com habilidade de assimilar e fermentar a lactose, ou hidrólise da lactose previamente à fermentação.

Os genes responsáveis pelo metabolismo respiratório na levedura *S. cerevisiae* estão sujeitos à repressão da glicose, enquanto que em *K. lactis*, a respiração não é

reprimida pela glicose e o metabolismo fermentativo e oxidativo podem ocorrer simultaneamente. A concentração de açúcar e o nível de oxigênio parecem ser os parâmetros principais que determinam a preferência metabólica de estirpes de *K. lactis* e conseqüentemente, sua capacidade de produção de etanol (SILVEIRA et al., 2005).

Uma das primeiras técnicas de modificação genética envolveu a utilização da fusão de protoplastos, construindo híbridos de estirpes de *S. cerevisiae* e *K. lactis*, utilizadoras de lactose. Assim *S. cerevisiae* pode utilizar a galactose, que é tomado por uma permease codificada pelo gene *GAL2* (NEHLIN et al., 1989 *apud* GUIMARÃES et al., 2010).

A estratégia de hidrólise da lactose previamente à fermentação apresenta dois principais inconvenientes associados. Por um lado, exige uma etapa de hidrólise da lactose, na maioria das vezes um processo enzimático usando a enzima β -galactosidase e por outro lado, devido à repressão catabólica, onde *S. cerevisiae* consome preferencialmente a galactose do que glicose resultando, na maioria dos casos, em fermentações prolongadas. Bailey et al. (1982) *apud* Guimarães (et al., 2010) em uma tentativa de contornar esse problema usaram 2-deoxiglicose como agente de seleção para isolar o catabólito de repressão em mutantes resistentes de *S. cerevisiae*, que foram capazes de utilizar glicose e galactose simultaneamente. Um desses mutantes fermentam completamente uma mistura de glicose 10% e galactose 10% em menos de 37 horas produzindo cerca de 90 g L⁻¹ de etanol.

A hidrólise da lactose é um pré-requisito para a conversão de soro de queijo, já que a maioria das espécies de leveduras naturalmente ocorrentes, principalmente *S. cerevisiae*, não degrada diretamente a lactose em etanol ou outros produtos de valor agregado (GANZLE et al., 2008).

Para a quebra da lactose, há dois métodos que tem sido utilizados: a hidrólise ácida e enzimática. A hidrólise ácida exige condições de operação extremamente rigorosas como elevadas temperaturas e pH ácido. Já a hidrólise enzimática ocorre em condições mais brandas, tanto de temperatura quanto de pH, porém exige uma etapa posterior para separação dos produtos formados (CARMINATTI, 2001).

A reação de hidrólise pode ser representada conforme Figura 19. Vale ressaltar que a equação química foi ajustada considerando 1 mol de enzimas nos produtos. A biomassa microbiana deverá sempre aparecer do lado dos produtos, para que o balanço

levedura são mais úteis no tratamento de produtos perto de pH neutro, como leite (PANESAR et al., 2007).

São citadas como desvantagens a necessidade da remoção das enzimas da corrente de saída do reator, após a hidrólise enzimática é necessária e ainda a impossibilidade de reutilizar a preparação enzimática, o que representa uma grande desvantagem econômica (GANZLE et al., 2008). A imobilização da lactase é uma alternativa que pode contornar esses problemas.

Segundo Messia (et al., 2007), nos últimos anos aumentou progressivamente no mundo o interesse pela hidrólise enzimática da lactose em função da indústria de laticínios e também pelo conhecimento do mau aproveitamento da lactose no mercado potencial para produtos lácteos modificados. Fato é que mais de 70% da população mundial sofre com a incapacidade de utilizar os produtos com lactose, devido à intolerância a esse açúcar causada pela falta de β -galactosidase. Assim a tecnologia utilizada para fins alimentícios, com a produção de lactose hidrolisada no leite, tem se intensificado.

A hidrólise enzimática da lactose é uma das aplicações mais promissoras da biotecnologia ambiental, na indústria de alimentos (PANESAR, 2008) e na área da saúde (BECERRA et al., 2001). No entanto, estas aplicações industriais estão sendo prejudicadas devido à localização intracelular da enzima de levedura, o que torna sua extração difícil e onerosa. Porém esse problema, da extração de enzimas e pouca permeabilidade da membrana celular à lactose, podem ser superados utilizando a técnica de permeabilização.

Panesar (et al., 2007) estudaram a produção de lactose hidrolisada do leite utilizando células de levedura tratadas com etanol em diferentes concentrações. Esse tratamento pode fazer do leite, um alimento mais adequado, disponível para um grande número de adultos e crianças que são intolerantes à lactose. O etanol serviu como agente de permeabilização visando superar o problema de extração de enzimas e pouca permeabilidade da membrana celular à lactose. Foi utilizada a enzima de *K. marxianus* e diferentes parâmetros de processo foram otimizados para a hidrólise da lactose no leite, tais como carga de biomassa microbiana, temperatura, agitação e tempo de tratamento.

Células de *Kluyveromyces* são conhecidas por possuir uma proteína transportadora de lactose (lactose permease) em sua membrana celular que intermedeia o transporte de lactose através da membrana celular. No entanto, a disponibilidade de substrato parece ser

o fator limitante para expressar a completa atividade enzimática. Com a permeabilização, a célula é alterada para permitir que pequenas moléculas, como substratos, produtos ou coenzimas, transitem livremente. Com esse estudo Panesar (et al., 2007) obtiveram resultados otimizados de hidrólise de 89% de rendimento.

Carminatti (2001) estudou a hidrólise do permeado de soro em um reator de membrana utilizando lactase de *K. lactis* Maxilact[®] L-5000 em diversas condições de temperatura, pH e concentração de enzimas gerando conversões de lactose em glicose de 90 a 100% em temperaturas de 30 a 40^oC, pH 6 e concentração de enzima de 1250 mg/litro.

Vieira (2006) estudou a hidrólise enzimática do soro de queijo usando duas lactases diferentes, temperaturas na faixa de 43^o a 48^o C, pH entre 6,0 a 6,5, sem e com agitação de 300 rpm, concentração de enzimas de 4 g/litro e concentração de 60 g/litro de soro. A fração de lactose presente no soro na corrente de alimentação era de 75% e esperou-se obter uma concentração teórica de glicose de 22,5 g/litro o que corresponderia a 50% concentração de lactose inicial. O estudo buscou verificar a influência desses parâmetros operacionais na atividade das enzimas. Em relação ao pH a verificação foi feita em amostras incubadas variadas em pH de 5 a 8 durante 24 horas, o que mostrou uma atividade relativa de aproximadamente 100% para enzimas em pH em torno de 7. Em relação à agitação, esta não mostrou ter interferência na conversão de lactose, o que permitiu concluir não haver a necessidade do uso de agitador mecânico no reator. Em relação à temperatura mostrou diferença na atividade das duas enzimas, cada uma delas apresentava uma faixa de temperatura em que convertia toda a lactose depois se desativando; a enzima *Prozyn*[®] convertia toda a lactose com 45^oC em 45 minutos, já a *Lactozim*[®] fazia em 48^oC em 60 minutos; isso mostrou que cada uma delas apresentava uma ativação específica em relação à temperatura. Em relação à concentração de lactose inicial, o estudo mostrou que utilizando o modelo de Michaelis-Menten para os dados experimentais, os valores de K_m apresentaram diferença no sentido de que a *Lactozim*[®] apresentava maior afinidade pelo substrato (lactose) atingindo uma eficiência catalítica a baixas concentrações de substrato. Em suma, os melhores conversões de lactose foi na temperatura de 45^oC, com uma atividade enzimática extremamente dependente de pH próximos a 7, com uma estabilidade térmica da enzima maior a 45^oC e as atividades

enzimáticas foram maiores com solução tampão láctico em pH 6,5 do que em solução tampão ácido cítrico no mesmo pH.

Jurado (et al., 2002) estudaram a hidrólise enzimática da lactose pela enzima oriunda de *K. fragilis* propondo o modelo cinético de Michaelis-Menten com inibição pelo produto (galactose), que revelou que o substrato (lactose) e o produto (galactose) apresentam afinidades semelhante para o sítio ativo da enzima. Concluíram que o mecanismo cinético da hidrólise da lactose pela enzima β -galactosidase responde a um modelo de inibição pelo produto (galactose). Verificou-se ainda que a enzima tem afinidade semelhante tanto para o substrato (lactose) e para o produto (galactose) porque ambos os compostos são capazes de ocupar o sítio ativo da enzima com igual probabilidade, de modo que as constantes que governam o equilíbrio têm valores iguais.

Pesquisas têm sido desenvolvidas envolvendo estratégias alternativas para a condução do processo de fermentação de hidrolisados de soro, como as destacadas a seguir.

Terrell (et al., 1984) estudaram a fermentação simultânea de glicose e galactose em um processo contínuo com reciclo de células, o que trouxe maiores produtividades volumétricas. O processo se deu primeiramente com uma primeira etapa de batelada alimentada o que gerou altas concentrações de biomassa antes da alimentação contínua de substrato. Com o auxílio de um controlador, foi observado que a etapa de batelada alimentada permitiu maximizar o coeficiente de crescimento de células ($Y_{x/s}$) e para alcançar uma maior produtividade de etanol no início da fermentação contínua. Foram usadas misturas equimolares de glicose e galactose; e quando a concentração de açúcar residual foi mantida de <1% a maior produtividade foi alcançada com $13,6 \text{ g L}^{-1} \text{ h}^{-1}$, com uma taxa de diluição de $0,2 \text{ h}^{-1}$ e 15% substrato inicial e com uma eficiência de conversão máxima foi de 94% do rendimento do produto teórico. Todos os experimentos estudados foram iniciados a uma taxa de diluição baixa, o que foi aumentada lentamente até o ponto de acúmulo de açúcar residual. Como a taxa de diluição foi aumentada no decorrer do processo, a concentração de açúcar intracelular pode ter aumentado e repressão eficaz da função mitocondrial em células aeróbias. Essa situação teria causado um aumento da eficiência de fermentação da biomassa.

Visando contornar a inibição da lactase pelo produto da hidrólise, tem sido propostos sistemas de sacarificação e fermentação simultâneas (SSF). Souza et al. (2005) estudaram o processo SSF de soro de queijo, utilizando lactase e *S. cerevisiae*, avaliando alguns parâmetros visando à otimização na produção de etanol, em relação a temperatura, pH, agitação, nutrientes, concentração de leveduras, concentração de enzima (lactase) e a concentração de soro. Foi usada a temperatura de 30°C e pH de 4,5, com ensaios conduzidos com 60 g de soro, 0,4 g de enzima e 30 g de inóculo em 1 litro de meio, obtiveram uma produtividade de etanol em torno de 2,39 g.L⁻¹.h⁻¹ e um rendimento de 90%. Quando os ensaios foram conduzidos com 90 g de soro, 0,4 g de enzima e 70 g de inóculo, a melhor produtividade atingiu 3,66 g.L⁻¹.h⁻¹ e o rendimento 93,9%, sendo o menor tempo de fermentação 8 horas. Foi desconsiderada a agitação, pois nesse caso não influenciou nos resultados.

Ozmihci e Kargi (2007) estudaram a fermentação de soro de queijo em repetidas operações de batelada alimentada utilizando uma cultura pura de *K. marxianus*, em concentrações diferentes de soro variando entre 51 e 408 g.L⁻¹, o teor de açúcar total na alimentação variou entre 25 e 200 g.L⁻¹ com uma taxa de fluxo constante de 0,084 l. h⁻¹. O consumo de açúcar, a formação de etanol e o crescimento da biomassa microbiana foram investigados em função da concentração de açúcar na alimentação em um ciclo de cinco repetidas operações em batelada alimentada onde o sistema alcançou o regime permanente.

Foram observados que as variações do crescimento celular e os coeficientes de rendimento do produto com a concentração de açúcar na alimentação foram quantificados. O coeficiente de crescimento de células ($Y_{X/S}$) diminuiu com o aumento da concentração de açúcar na alimentação e o coeficiente de rendimento do produto ($Y_{P/S}$) foi praticamente constante (0,54 ± 0,02 g de substrato/g de etanol) para as concentrações de açúcar entre 25 e 150 g.L⁻¹, mas diminuiu a concentração de açúcar na alimentação de 200 g/l devido à elevada pressão osmótica em altas concentrações de açúcar. A maior concentração de etanol (63g.L⁻¹) e a produtividade (5,3 g etanol/hora) foram obtidas com uma concentração 125g.L⁻¹ de açúcar na alimentação e uma taxa de açúcar no carregamento de 10,5 g substrato/hora, enquanto que os outros parâmetros do processo foram mantidos constantes.

Vale ressaltar que a batelada alimentada é usada para manter as células sob condições de baixa concentração de substrato ou nutrientes (fonte de carbono) sem que ocorra o arraste de células e corresponde a operação recomendada para contornar/

minimizar/ evitar os clássicos fenômenos de inibição por substrato ou produto, gerando altas produtividades o que são, geralmente, muito maiores que o obtido na batelada simples. A batelada alimentada é uma operação que oferece uma vantagem sobre as operações em batelada simples e operações contínuas, minimizando a inibição do substrato, como resultado da alimentação lenta e altamente concentrada de solução de substrato (OZMIHCI e KARGI, 2007).

4.4 DESTILAÇÃO DO ETANOL

As operações unitárias para recuperação do produto, também conhecidas como operações de *downstream*, apresentam alta importância assim como as demais etapas precedentes. A destilação é baseada na transferência de massa e o mecanismo que rege o processo de separação é o equilíbrio líquido-vapor. Sabe-se, por exemplo, que a melhor forma para a recuperação de etanol depois de uma fermentação alcoólica, é a operação de destilação, mas ela incide diretamente no custo do produto final em virtude da energia necessária para sua execução.

A destilação é um método de separação que depende da existência de uma diferença de composição entre uma mistura líquida e o vapor formado a partir dele. Esta diferença na composição se desenvolve se os diferentes componentes da mistura tem diferentes pressões de vapor ou volatilidades (BRENNAN et. al, 2006). O princípio da destilação se baseia na diferença entre o ponto de ebulição da água (100°C) e do álcool (78,4°C), onde a mistura água e álcool apresenta ponto de ebulição variável em função do grau alcoólico. Assim, o ponto de ebulição de uma solução hidroalcoólica é intermediário entre aquele da água e do álcool e será tanto mais próximo desse último quanto maior for o grau alcoólico da solução (OLIVEIRA et al., 2009).

Uma fase vapor entra em contato com uma fase líquida onde há transferência de massa do líquido para o vapor e desse para aquele. O líquido e o vapor contém normalmente os mesmos componentes, mas em quantidades diferentes. O líquido estando no seu ponto de bolha e o vapor em equilíbrio no seu ponto de orvalho transferem simultaneamente massa de um para o outro acarretando na maior concentração do componente mais volátil no vapor e também do componente menos volátil no líquido

(FOUST et al., 1982). A conjugação desses dos parâmetros de pressão e temperatura permite que o líquido seja separado em várias frações.

A destilação pode ser operada descontínua em batelada ou em contínuo. Na destilação em batelada, as composições do líquido restante na parada e o vapor coletados mudam com o tempo. Apesar da grande tendência dos processos químicos utilizarem a destilação contínua, a destilação em batelada é ainda usado com grande amplitude em algumas destilarias como, por exemplo, de uísque (FOUST et al., 1982).

Uma coluna de destilação contínua contém um número de pratos que são perfuradas para permitir a passagem do vapor subindo. O líquido contido no refeedor no fundo da coluna é aquecido e quando o líquido atinge a sua temperatura de ponto de bolha, o vapor é formado passa pelo líquido. O vapor do refeedor tem uma composição mais rica nos componentes mais voláteis do que o líquido restante no refeedor. Esse vapor está a uma temperatura mais alta do que o líquido sobre o prato inferior. O vapor é mais rico nas componentes mais voláteis do que o líquido sobre o prato inferior. Assim, condensação parcial e vaporização parcial ocorrem em cada prato. O vapor subindo na coluna torna-se cada vez mais rico nos componentes mais voláteis, enquanto o líquido fluindo para baixo de prato para prato se torna mais rico nos componentes menos voláteis. Isso é o equivalente de destilação em batelada. Assim a alimentação é introduzida continuamente na coluna, normalmente em um prato de altura intermediária, havendo a separação em uma corrente rica em componentes voláteis, que pode ser retirada de forma contínua, a partir do topo da coluna e outra corrente rica em componentes menos voláteis do refeedor, no fundo da coluna. (BRENNAN et. al, 2006).

Nas destilarias de etanol, o caldo fermentado, contendo principalmente etanol e água, gerados na etapa de fermentação será destilado e retificado. A etapa subsequente à destilação, conhecida como retificação, é composta de uma coluna responsável por produzir álcool hidratado (ANDRADE, 2008).

A destilação do caldo forma um azeótropo - etanol hidratado. Para se ter o etanol anidro, deve ser feito um processo de desidratação por meio de uma destilação específica, inviabilizando a destilação convencional. Para produção de álcool anidro as destilarias empregam principalmente os processos extrativos e azeotrópico, que adicionam um

solvente ou “*entrainer*” otimizando a produção ou ainda pode-se utilizar peneiras moleculares.

4.5 PLANTAS INDUSTRIAIS DE PRODUÇÃO DE ETANOL DE SORO

Segundo Ling (2008), a primeira operação da planta de soro em etanol foi comissionada em Abril de 1978 pela empresa Carbery Milk Products Ltd, na Irlanda. Depois disso, o processo Carbery tem sido adotado em outras plantas industriais na Nova Zelândia e Estados Unidos. Na Nova Zelândia, a mais notável produção de soro de leite em etanol é da empresa Anchor Ethanol Ltd que é de propriedade da cooperativa leiteira da Nova Zelândia Fonterra, a empresa opera três usinas de etanol com um produção anual total de cerca de 5 milhões de litros (KISIELEWSKA, 2012). A primeira destas plantas de etanol de soro de leite começou a operar em agosto de 2007 tornando disponível álcool para mistura com gasolina e vendido comercialmente como E10 (mistura de 10% etanol e 90% gasolina).

Já nos Estados Unidos, há mais duas plantas industriais em Corona (Califórnia) e Melrose (Minnesota), respectivamente começaram a operar em 1985 e 1982 sendo atualmente propriedade de cooperativas leiteiras, Dairy Farmers of America (DFA) opera em Corona, através do seu Golden Cheese subsidiária da Companhia, sendo anunciada recentemente seu encerramento. E em Melrose, a planta operada por Land O'Lakes faz parte de uma produção de queijo em conjunto entre a Land O'Lakes e DFA. A usina Corona está localizada próximo da fábrica de queijo e tem uma capacidade de produção de 5 milhões de galões de etanol por ano, porém tem produzido cerca de 3 milhões de galões. Já a usina Melrose está localizada distante da fábrica de queijo, assim a matéria-prima é transportada por tubulação até a usina de etanol. Juntas elas produzem 8 milhões de galões de etanol por ano (KISIELEWSKA, 2012). A maioria dos efluentes gerados da produção de etanol de soro é vendida como alimentação animal (LING, 2008).

Como pode ser visto, alguns processos que utilizam o soro de leite como matéria-prima para produção de etanol tem recebido grande atenção nos últimos anos e vários procedimentos de larga escala já se encontram implementados. Além disso, o álcool obtido nesses processos é essencialmente de dois tipos: álcool industrial e o potável. O etanol industrial é utilizado como combustível, enquanto que o etanol potável é utilizado como bebidas alcoólicas.

Capítulo 5

Metodologias: O Simulador, as Variáveis de Projeto e Operacionais

Neste capítulo são apresentadas as metodologias utilizadas para o desenvolvimento da pesquisa. O levantamento das informações foi realizado através de periódicos contidos no Portal Capes, no site *Science Direct* e em páginas da internet.

Além disso, foi utilizada uma ferramenta computacional específica de simulação para bioprocessos chamado Simulador *SuperPro Designer*[®] na versão 5.1 da Intelligen, Inc. O uso de ferramentas computacionais permite o engenheiro do processo alcançar um grau de autonomia e simular condições específicas de processo com objetivo de obter maiores rendimentos.

As operações unitárias sugeridas deste trabalho para obtenção de etanol, a partir do soro de queijo, foram analisadas utilizando o simulador mencionado e as condições de processos foram ajustadas a fim de obter álcool hidratado com o melhor rendimento possível.

Uma escala de produção industrial foi considerada para o processo proposto neste trabalho e os dados utilizados na simulação representam o máximo que se conseguiu até o momento na literatura sobre o assunto, visando uma aproximação do potencial de produção

de etanol a partir do resíduo da indústria de laticínios. As considerações feitas ao longo da estruturação do processo foram descritas com maior detalhamento possível.

Finalmente, chama-se à atenção para o fato de que todos os códigos citados dos equipamentos, correntes e demais componentes das plantas podem ser visualizados no próximo capítulo e também nos fluxogramas gerais do Apêndice 1.

5.1 ABORDAGENS UTILIZADAS

5.1.1 O *SuperPro Designer*[®]

Segundo Intelligen (2012), o *SuperPro Designer*[®] é um conjunto de ferramentas computacionais para projeto e avaliação de especialidades químicas, farmacêuticas, agroquímicas, alimentos, reciclagem e tratamento de resíduos. Ele possibilita a simulação de processos, avaliação econômica e o planejamento de atividades, sendo amplamente utilizado por cientistas e diversas companhias do mundo como ADM, Arthur D. Little, Bayer, Bristol-Myers Squibb, Du Pont, Eli Lilly, Foster-Wheeler, Genentech, Hemosol (Canadá), John Brown Engineers, Kraft, Merck, Novo Nordisk (Denmark), Pfizer, Procter & Gamble, Ranbaxy (India), R.J. Reynolds, Schering-Plough, Snamprogetti, Unilever, U.S. DOA, DOD, DOE, Westinghouse e etc.

O simulador *SuperPro Designer*[®] engloba o *BatchPro Designer*[®], *BioPro Designer*[®], *EnviroPro Designer*[®] e o *ChemPro Designer*[®], que são simuladores onde compartilham as mesmas características de simulação e que usam as mesmas interfaces, porém eles se diferem na lista de unidades a modelar. O *SuperPro Designer*[®] apresenta as seguintes facilidades:

- Interativo e apresenta interface gráfica;
- Recursos completos de simulação incluindo balanços de massa e energia, assim como dimensionamento de equipamentos;
- Modelo para mais de 80 operações unitárias utilizadas em indústrias de processos;
- Engenharia econômica;
- Planejamento de processos em operações de batelada;
- Assessoramento em impacto ambiental;
- Rigoroso controle de emissões de compostos orgânicos voláteis (VOCs).

- Previsão de desgaste de equipamentos;
- Extenso banco de dados de equipamentos de processo, componentes químicos e materiais estruturais;
- Compatível com uma variedade de gráficos, planilhas e processadores de texto;
- Facilidade de utilização por hipertextos (*links*).

A instrumentação, ou seja, os transmissores e controladores do processo, no *SuperPro Designer*®, pode ser representada por um equipamento genérico no qual pode ser manipulado somente os fluxos mássicos. O simulador não disponibiliza diagramas de controle P&I detalhado, entretanto, inclui em seu custo de capital fixo o item de instrumentação dos equipamentos. Apesar do pouquíssimo recurso de controle de processo, o simulador considera o controle intrinsecamente em cada equipamento, de forma que o custo da instrumentação é calculada multiplicando o custo total do equipamento por um fator adotado pelo próprio simulador.

5.1.2 Considerações utilizadas

No presente trabalho foi considerada uma escala industrial para todas as sugestões de processo de produção, cada qual com suas especificidades. Além disso, como a engenharia de bioprocessos se diferencia da engenharia química clássica no que diz respeito à disponibilidade dos modelos cinéticos e de balanços de massa, havendo, entretanto, dificuldades quanto à quantificação de algumas espécies do processo. Desta forma, devem-se fazer algumas considerações na tentativa de se obter um resultado coerente, com rigor matemático, químico e bioquímico. Foram escolhidos os seguintes critérios:

- Uma estimada em 1000 toneladas de soro de queijo ácido;
- Ano de análise: a maioria dos dados econômicos foi encontrada no próprio simulador com base no ano de 2012, apesar dos preços de enzima e leveduras terem sido encontradas com fornecedores do mercado;
- As leveduras consideradas foram *Kluyveromyces marxianus* e *Saccharomyces cerevisiae*;
- Enzima imobilizada na hidrólise;

- Preço da enzima lactase do fornecedor *Lactozym*[®] é de US\$180,8/kg;
- Preço das leveduras: considerando que a levedura *Kluyveromyces* não é comercializada e, desta forma, o preço da mesma é fornecido por cepa dificultando assim a quantificação em kg. Desta forma foi considerado o mesmo preço/kg para ambas as leveduras de US\$0,76/kg;
- A massa molecular não nula e hipotética para as biomassas microbianas;
- A estequiometria das reações bioquímicas foi considerada no simulador de forma que a biomassa microbiana apareça somente no lado de geração dos produtos da reação;
- O etanol destilado deve apresentar 95% de álcool e 5% de água em sua composição final;
- Todo tagueamento adotado, ou seja, o TAG dos equipamentos é conforme o disponível pelo simulador;
- Não foi considerado qualquer diagrama ou malha de controle, já que o simulador não disponibiliza, entretanto o controle de variáveis importantes, como pressão, temperatura, concentração e fluxo foi possível quando as condições operacionais desejadas eram estipuladas para cada equipamento. Todavia, buscou-se utilizar uma representação mínima de controle de fluxo com a presença de válvulas de bloqueio.

Há disponível no simulador uma lista de parâmetros adicionais: tempo de construção de 30 meses; 4 meses de partida da fábrica; tempo de vida de projeto de 15 anos; taxa de inflação de 4% ao ano; cálculo do NPV a 7%; taxa de juros do empréstimo de 12% ao ano e tempo de depreciação de 10 anos.

5.1.3 Descrição da planta do processo de produção de etanol

Para a construção do fluxograma da produção de etanol, foi feita uma pesquisa sobre o assunto, tendo como objetivo a criação de um modelo que simulasse a produção do biocombustível, sendo utilizados dois micro-organismos diferentes, *K.marxianus* e *S. cerevisiae*, levando em consideração as quantidades de matérias-primas e produtos nas diversas fases do processo.

Para iniciar qualquer construção de um processo químico industrial, a metodologia básica mais utilizada na prática de trabalho dos projetistas é conforme as seguintes ações abaixo descritas:

- Definição do regime de condução do processo;
- Identificação das entradas e saídas do processo;
- Identificação e definição das estruturas de reciclo do processo;
- Definição e projeto da estrutura geral do sistema de separação;
- Identificação e projeto da rede de trocadores de calor.

Outro procedimento muito importante na construção de um fluxograma na indústria bioquímica é a etapa do preparo do inóculo. Esta etapa é importante porque corresponde a produção de biomassa microbiana separada do processo, de forma que a mesma apresente cinética ou metabolismo mais elevado. Assim neste trabalho, de modo a simplificar o uso do simulador, foi considerada uma etapa separada de inóculo representada por um tanque de mistura antes dos fermentadores, para que sejam misturados o substrato e a biomassa. Vale ressaltar que a entrada de levedura é composta de 100% de células.

Além disso, nos processos em batelada, o tanque de inóculo recebe a corrente reciclada de células com pH ajustado. Vale ressaltar que a corrente reciclada é composta de células, água e ácido sulfúrico. Também para fins de simplificação da simulação, em nenhum dos processos de produção, foi considerada a presença dos nutrientes de crescimento, apesar de reconhecer sua importância para promover o crescimento celular das leveduras. Assim, as cargas de leveduras utilizadas em todas os processos estão prontas para a fermentação considerando um pH ácido.

Outro ponto importante na construção de fluxogramas em regime batelada é a definição do agendamento (*scheduling*) do processo. Os processos em batelada dependem de um preciso escalonamento de horários, ao contrário de um processo em contínuo, onde todas as correntes estão prontamente disponíveis. O agendamento de cada operação é de vital importância para que um equipamento esteja disponível quando outro demandar seu conteúdo.

Neste trabalho, os fluxogramas se baseiam na existência de seis diferentes seções, sendo definidas pelo tipo principal de operação necessária. São elas:

- Seção de Separação de Lactose (Seção 1) tem o objetivo de isolar o açúcar para que ele seja metabolizado posteriormente pelas leveduras;
- Seção de Secagem (Seção 2) tem o objetivo de aproveitar as proteínas do soro na forma de suplemento alimentar em pó;
- Seção de Pré-tratamento (Seção 3) é a seção da hidrólise e que tem o objetivo de fornecer a glicose necessária para a metabolização realizada pela levedura *S. cerevisiae*. Esta seção somente é válida para os processos utilizando a levedura citada;
- Seção de Fermentação (Seção 4) é a seção principal do fluxograma, onde ocorre a produção de etanol;
- Seção de Recuperação de Células (Seção 5) que tem objetivo de reaproveitar as células do processo. Nos processos em batelada, esta seção corresponde a recuperação e reciclo de células, sendo que as células são tratadas com ácido sulfúrico para o ajuste do pH. Já nos processos em contínuo, esta etapa é reduzida objetivando somente a recuperação das células;
- Seção de Tratamento Final (Seção 6) onde constitui na etapa de destilação e adequação do produto final.

5.2 DEFINIÇÕES DO PROCESSO

5.2.1 Modo de condução do processo

Foram sugeridos 4 (quatro) processos de produção de etanol a partir do soro de queijo, de forma que 2 (dois) desses processos são conduzidos em batelada e 2 (dois) outros em contínuo. Nos processos em batelada há dois tipos de reciclos presentes, primeiro na corrente de saída da centrífuga, onde a biomassa é reciclada ao processo e o segundo, das correntes de saída inferiores das torres de destilação, onde ainda apresentam etanol. Nos processos em contínuo, somente há um tipo de reciclo presente no processo, o das correntes inferiores das torres de destilação.

Para facilitar a identificação dos processos, de acordo com o modo de condução de cada um deles e o tipo de micro-organismo utilizado, os processos foram denominados da seguinte forma:

- PROCESSO 1 – Batelada usando *Kluyveromyces marxianus*;
- PROCESSO 2 – Batelada usando *Saccharomyces cerevisiae*;
- PROCESSO 3 – Contínuo usando *Kluyveromyces marxianus*;
- PROCESSO 4 – Contínuo usando *Saccharomyces cerevisiae*.

5.2.2 Entradas e saídas das etapas do fluxograma

Foram definidas como as entradas globais do fluxograma do processo 1: soro de queijo, ar, *bags*¹, levedura e ácido sulfúrico. Para o processo 2: soro de queijo, ar, *bags*, enzima, levedura e ácido sulfúrico. Para o processo 3: soro de queijo, ar, *bags* e levedura. Para o processo 4: soro de queijo, ar, *bags*, enzima e levedura. Como saídas globais dos fluxogramas foram definidas: dióxido de carbono, água, proteína em pó, permeado da osmose reversa e etanol hidratado. Além disso, os processos 3 e 4, apresentam a saída de centrifugado de leveduras que, nos processos 1 e 2, foi direcionada para o reciclo de células.

As entradas e saídas das etapas de cada uma das seções são descritas conforme a seguir, entretanto, foram considerados nas descrições somente os principais equipamentos dos processos, não sendo incluídos as bombas de fluxos, válvulas, compressores e filtros de ar.

5.2.2.1 Etapa de ultrafiltração (UF)

A etapa de UF consiste no conjunto de 2 (duas) membranas de ultrafiltração arranjadas em série conforme Figura 20. A corrente S-102, composta de soro de queijo, alimenta o sistema de filtração. A etapa de ultrafiltração 1 (UF-101) foi criada com o objetivo de separar a lactose das proteínas e gorduras, de forma que a corrente de permeado (S-103) seja direcionada a etapa de osmose inversa (RO) e a corrente de concentrado (S-104) seja direcionada para a etapa de ultrafiltração 2 (UF-102) para que

¹ *Bags* é o termo empregado no jargão industrial para recipientes ou embalagens de armazenamento de material na forma sólida.

mais lactose seja separada e direcionada para etapa de RO. A etapa de ultrafiltração 2 (UF-102) foi criada com o objetivo de aproveitar a lactose ainda presente na corrente S-104, de forma que a corrente de concentrado (S-109), composta principalmente de proteínas e água, possa ser direcionada para a seção de secagem e que a corrente de permeado S-105 seja direcionada para a etapa de RO.

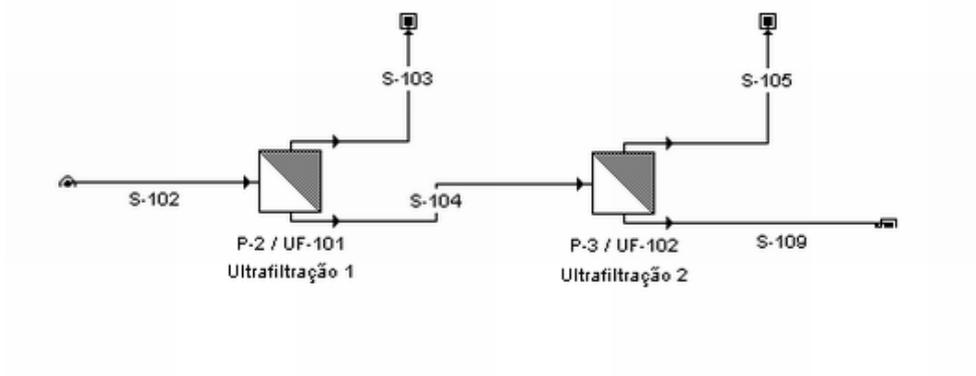


Figura 20 – Etapa de Ultrafiltração.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.2.2 Etapa de secagem

A etapa de secagem consiste no conjunto de arranjo em série de 1 (um) tanque de estocagem de líquidos, 1 (um) secador *spray*, 1 (um) silo e 1 (um) envasador conforme Figura 21. Vale ressaltar que o secador *spray* foi escolhido porque permite trabalhar em altas vazões de alimentação sem, entretanto, acarretar elevados custos de operação. A corrente S-109, composta basicamente de proteínas, sais, água e gordura, alimenta o sistema de secagem. Esta etapa foi criada com o objetivo de aproveitar as proteínas do soro de queijo como suplemento alimentar para humanos, na forma de proteínas em pó. A corrente de concentrado S-109 é direcionada para um tanque de estocagem pré-instalado ao secador. O secador é alimentado pela corrente principal S-111 e também pela corrente de ar comprimido aquecido S-114. A corrente de saída do secador (S-115) é direcionada para um silo receptor de proteínas em pó, de forma que a corrente de saída do silo (S-117) é direcionada para o envase do pó em *bags*. A corrente S-112 corresponde ao vapor de água resultante da secagem. A alimentação dos *bags* ao sistema esta representado pela corrente DS-101 e a saída dos *bags* cheios representado pela DS-102. Vale ressaltar que as

correntes S-110 e S-116 apresentam composição nula, somente foram incluídas para permitir a simulação.

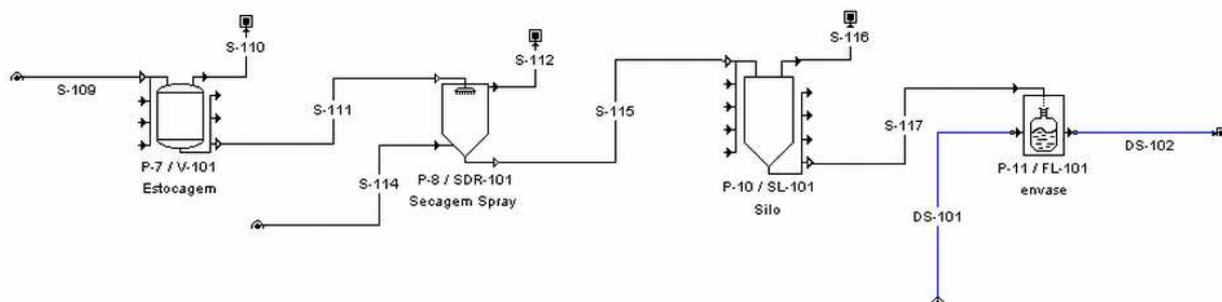


Figura 21 – Etapa de Secagem de Proteínas.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.2.3 Etapa de osmose inversa (RO)

A etapa de RO consiste em uma única membrana conforme Figura 22. Esta etapa foi criada com o objetivo de remover um pouco da água da corrente de saída das ultrafiltrações. A corrente de permeado das ultrafiltrações (S-107), composta principalmente de lactose e água, é direcionada para a etapa de RO e após a operação a corrente de concentrado (S-118) é direcionada para a hidrólise (quando da utilização da *Saccharomyces*) ou direto para a fermentação (quando da utilização da *Kluyveromyces*). Já a corrente de permeado (S-108) é composta basicamente de água.

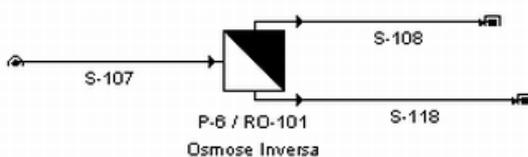


Figura 22 – Etapa de Osmose inversa.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.2.4 Etapa de pré-tratamento

A etapa de pré-tratamento ou hidrólise consiste em um único reator conforme Figura 23. Esta etapa foi criada com o objetivo de converter a lactose em glicose, quando

da utilização da *Saccharomyces*. A corrente de entrada do reator (S-118) é constituída basicamente de lactose e água. A corrente de saída do reator (S-121), composta basicamente de glicose, galactose, água e enzimas; será direcionada para a seção de fermentação. Vale ressaltar que a simulação foi realizada considerando as enzimas imobilizadas, ou seja, já estão presentes no interior do reator, desta forma, não foi necessária uma corrente exclusiva para entrada de enzimas. A corrente S-120 apresenta composição nula, somente foi incluída para permitir a simulação.

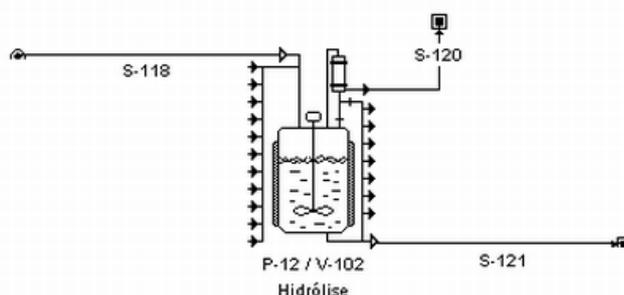


Figura 23 – Etapa de Hidrólise.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.2.5 Etapa de Fermentação

A etapa de fermentação foi criada com o objetivo de converter a glicose (quando do uso da *Saccharomyces*) e a lactose (quando do uso da *Kluyveromyces*) em etanol. Esta etapa consiste basicamente de 4 (quatro) fermentadores para os processos em batelada 1 e 2, ou 1 (um) único fermentador para os processos em contínuo 3 e 4. Além disso, antes dos fermentadores foi incluído um tanque de mistura com inóculo, onde se mistura a corrente de concentrado de RO, corrente de leveduras novas e, além disso, para os processos em batelada, o reciclo de células. Porém para fins de simplificação, esse tanque de mistura não foi inserido nas Figuras mostradas.

Para o dimensionamento do número de fermentadores nos processos em batelada foi considerada a equação $N=2+t_f/t_d$ (LIMA, et al., 2001). Onde t_f corresponde ao tempo de fermentação e t_d corresponde ao tempo de descarga. Considerando o dimensionamento do processo 1, onde esse ocorre num tempo de fermentação de 18h e tempo de descarga de 2,5h, o número de fermentadores dimensionados seriam de 9,2. Já considerando o dimensionamento do processo 2, onde esse ocorre num tempo de fermentação de 12 horas

e tempo de descarga de 2,5 horas, o número de fermentadores dimensionado seriam de 6,8. Entretanto, buscando-se utilizar um número de dornas que corresponda à prática industrial de processos *Melle-Boinot*, optou-se em utilizar somente 4 dornas de fermentação. Além disso, pela dificuldade de rodar os fluxogramas no simulador com número elevado de dornas e tendo em vista que não há diferença nos resultados de produção de etanol, desta forma foi utilizado somente 4 (quatro) fermentadores em ambos os processos em batelada.

Para o dimensionamento do número de fermentadores nos processos em contínuo não foi considerada qualquer equação, sendo utilizado um único fermentador com quatro vezes a capacidade em volume de um fermentador da batelada. Esta consideração foi adotada segundo a recomendação de Lima (et al., 2001) que cita ser mais econômico quando assim adotado.

5.2.2.5.1 Batelada usando *Kluyveromyces*

A etapa de fermentação conduzida em batelada, quando da utilização da *Kluyveromyces*, consiste em 4 (quatro) fermentadores arranjados em paralelo conforme mostrado na Figura 24. Nesse caso, todos os biorreatores são operados igualmente e possuem as mesmas entradas e saídas. A corrente de saída RO e a corrente leveduras são misturadas no tanque de inóculo e posteriormente escoadas para cada um das dornas, de modo que a ramificação das correntes gere outras correntes igualmente distribuídas para cada equipamento. As correntes S-126, S-127, S-128 e S-129 compostas basicamente de lactose, água e leveduras, e as correntes S-134, S-135, S-136 e S-137 compostas de ar comprimido. Essas correntes de entrada são escoadas numa defasagem de tempo para cada uma das dornas de fermentação. As dornas recebem a mesma quantidade de leveduras e ar comprimido. As correntes de saída S-145, S-144, S-143 e S-142, compostas basicamente de células e etanol, são direcionadas para a seção de recuperação da biomassa microbiana. As correntes de saída S-119, S-139, S-141 e S-147, compostas de dióxido de carbono, são direcionadas para filtração gasosa.

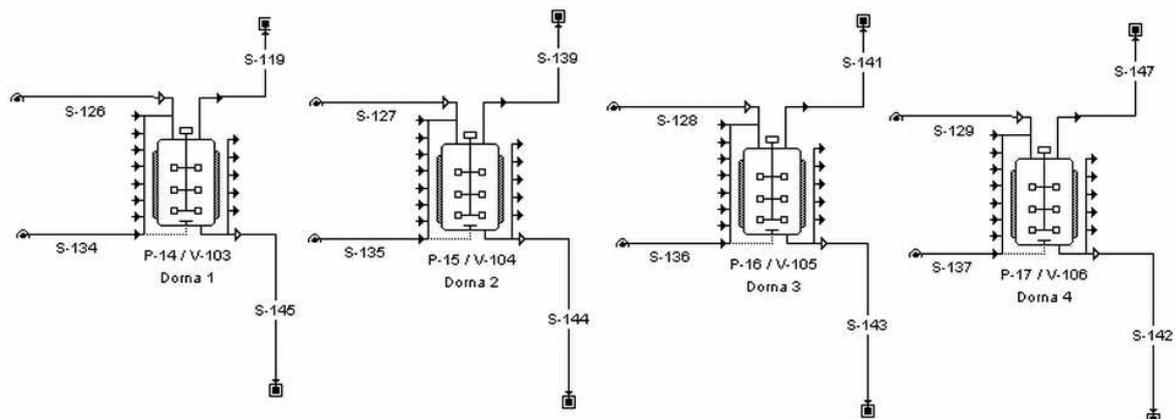


Figura 24 – Etapa de Fermentação em Batelada utilizando *Kluyveromyces*.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.2.5.2 Batelada usando *Saccharomyces*

A etapa de fermentação conduzida em batelada, quando da utilização da *Saccharomyces*, consiste em 4 (quatro) fermentadores arranjados em paralelo conforme mostrado na Figura 25. Nesse caso, todas as dornas são operadas igualmente e possuem as mesmas entradas e saídas. A corrente de saída do reator de hidrólise e a corrente leveduras são misturadas no tanque de inóculo e posteriormente escoadas para cada uma das dornas, de modo que a ramificação das correntes gere outras correntes igualmente distribuídas para cada equipamento. As correntes S-129, S-130, S-131 e S-132 compostas basicamente de glicose, galactose, água e leveduras. Essas correntes de entrada são escoadas numa defasagem de tempo para cada uma das dornas de fermentação. As dornas recebem a mesma quantidade de leveduras. As correntes de saída S-141, S-142, S-143 e S-144, compostas basicamente de células e etanol, são direcionadas para a seção de recuperação da biomassa microbiana. As correntes de saída S-133, S-134, S-135 e S-136, compostas de dióxido de carbono, são direcionadas para filtração gasosa.

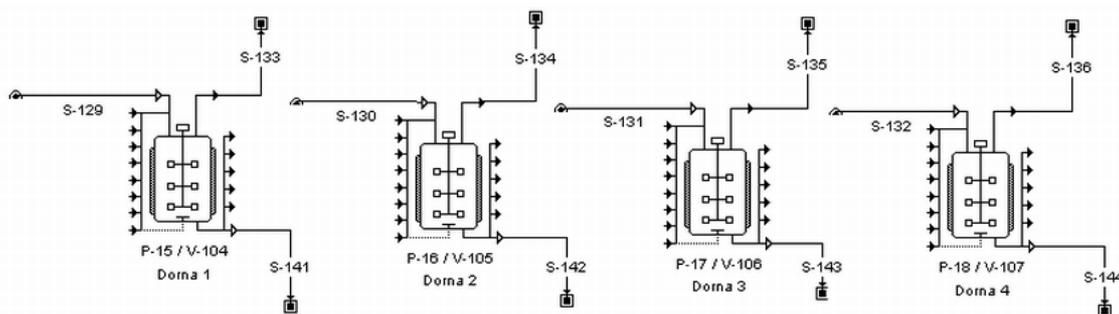


Figura 25 – Etapa de Fermentação em Batelada utilizando *Saccharomyces*.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.2.5.3 Contínuo usando *Kluyveromyces*

A etapa de fermentação conduzida em contínuo, quando da utilização da *Kluyveromyces*, consiste em apenas 1 (um) fermentador conforme mostrado na Figura 26. Nesse caso, utiliza-se somente um fermentador com uma capacidade quatro vezes maior em volume do que as dornas em batelada. O fermentador opera de forma idêntica as dornas no processo batelada, com exceção do volume. Desta forma, a corrente de saída da RO e a corrente leveduras são misturadas no tanque de inóculo e posteriormente escoadas para o fermentador. As entradas do fermentador são: a corrente S-122, composta basicamente de lactose e água; a corrente S-119, composta de leveduras; e a corrente S-124 composta de ar comprimido. As saídas são: a corrente S-125, composta de dióxido de carbono; e a corrente S-127, composta basicamente de células e etanol. Sendo esta última saída direcionada para a seção de recuperação da biomassa microbiana.

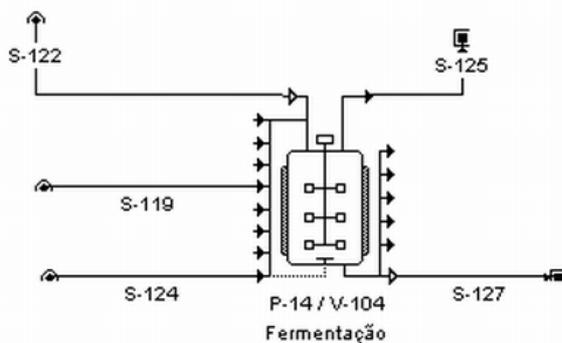


Figura 26 – Etapa de Fermentação em Contínuo utilizando *Kluyveromyces*.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.2.5.4 Contínuo usando *Saccharomyces*

A etapa de fermentação conduzida em contínuo, quando da utilização da *Saccharomyces*, consiste em apenas 1(um) fermentador conforme mostrado na Figura 27. Nesse caso, utiliza-se somente um fermentador com uma capacidade quatro vezes maior em volume do que as dornas em batelada. O fermentador opera de forma idêntica as dornas no processo batelada, com exceção do volume. Desta forma, a corrente de saída do reator de hidrólise e a corrente leveduras são misturadas no tanque de inóculo e posteriormente escoadas para o fermentador. As entradas do fermentador são: a corrente S-122, composta basicamente de glicose, galactose e água; e a corrente S-124 composta de leveduras. As saídas são: a corrente S-123, composta de dióxido de carbono; e a corrente S-128, composta basicamente de células e etanol. Sendo esta última corrente direcionada para a seção de recuperação da biomassa microbiana.

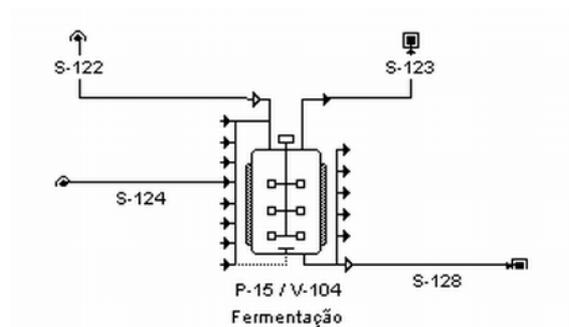


Figura 27 – Etapa de Fermentação em Contínuo utilizando *Saccharomyces*.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.2.6 Etapa de Recuperação de células

Esta seção foi criada com o objetivo de recuperar as células. Além disso, nos processos 1 e 2, as células recuperadas da centrifugação são direcionadas para ajuste do pH. Nos processos 1 e 2, esta etapa consiste em 1 (um) tanque de estocagem, 1 (uma) centrífuga, 1 (um) distribuidor de fluxo, 2 (dois) tanques para ajuste de pH e 1 (um) misturador de fluxo conforme mostrado na Figura 28. Para os processos 3 e 4, no entanto, esta etapa se resume em 1 (um) tanque de estocagem e 1 (uma) centrífuga, conforme delimitado em azul. A entrada do tanque de estocagem é S-149, constituída basicamente de etanol, células e água, onde será acondicionada e direcionada para a centrifugação. As

correntes de saída da centrífuga são: S-153, corresponde ao sobrenadante, e S-154, corresponde ao concentrado de biomassa microbiana direcionada para os tanques de ajuste de pH (nas bateladas). A corrente S-153, composta basicamente de etanol e água, será direcionada para a destilação.

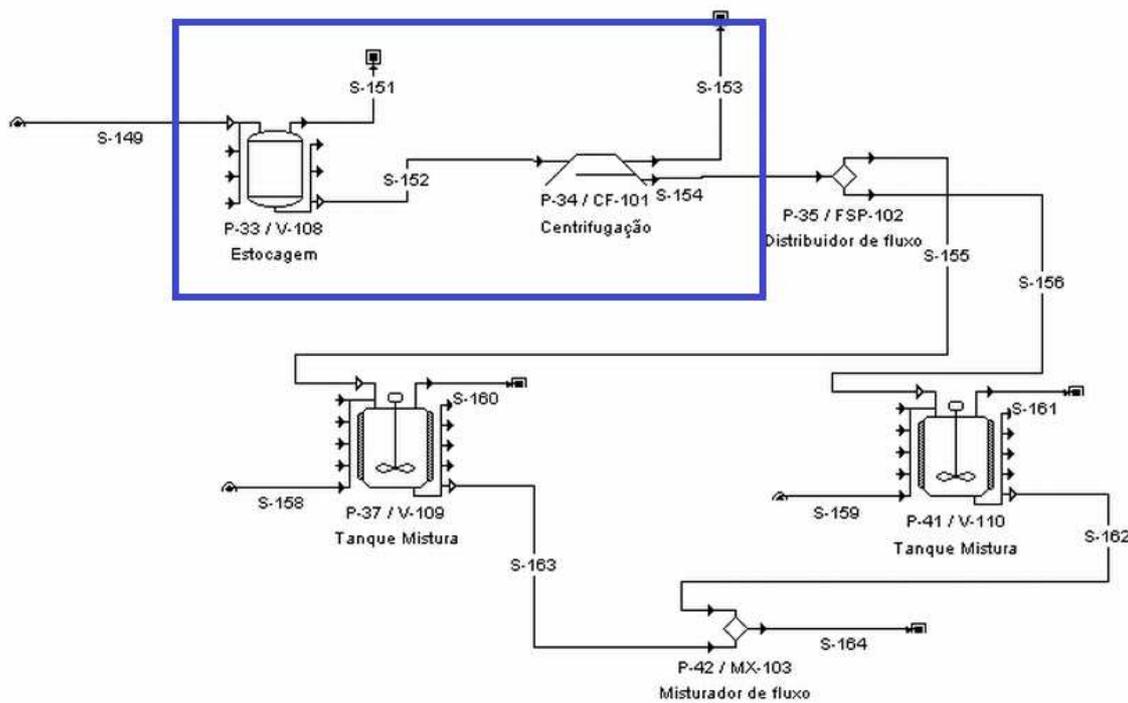


Figura 28 – Etapa de Recuperação de Células.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.2.7 Etapa de Destilação

A etapa de destilação foi criada com o objetivo de concentrar a mistura de etanol até se aproximar dos padrões comerciais de distribuição do combustível hidratado. Esta etapa consiste em 2 (dois) refeedores, 2 (duas) torres de destilação, 1 (um) condensador e 1 (um) tanque de estocagem conforme mostrado na Figura 29. A corrente de sobrenadante da centrífuga, S-153, é direcionada para o primeiro refeedor. Além disso, esse refeedor recebe a corrente de reciclo da primeira torre de destilação (S-168); já as saídas do refeedor são: corrente de vapores (S-169) e mistura aquecida de etanol e água (S-166). A corrente superior da primeira torre (S-167) é direcionada para um segundo refeedor, além disso, esse segundo refeedor recebe a corrente de reciclo da segunda torre (S-172).

A corrente superior da segunda torre (S-171) é direcionada para um condensador, onde a corrente de saída desse (S-174) é composta principalmente de etanol e sendo estocado no tanque logo em seguida.

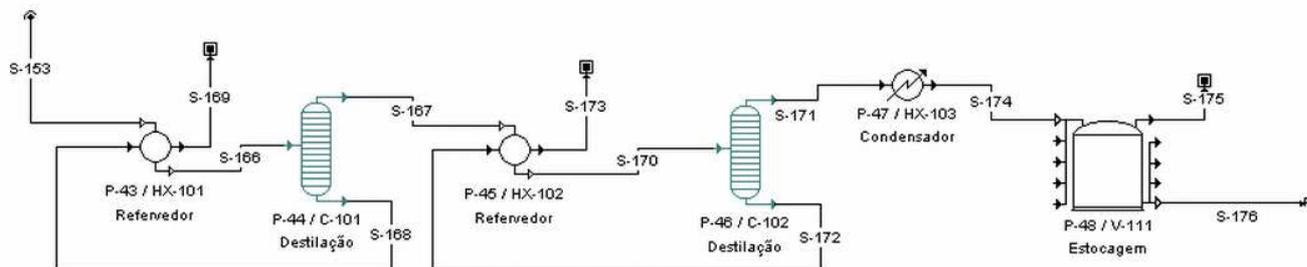


Figura 29 – Etapa de Destilação.

Fonte: Elaboração Própria a partir do *SuperPro*®.

5.2.3 Estrutura do processo e subprocessos

Depois de definidos os subprocessos, cada uma das seções tiveram seus equipamentos definidos e suas correntes construídas até resultar no fluxograma geral. Todos os fluxogramas completos são mostrados no Apêndice 1 deste trabalho.

5.2.3.1 Inserção de dados nas correntes de alimentação

A primeira etapa na construção dos fluxogramas de processo foi a inclusão dos compostos e misturas já existentes na lista de ingredientes registrados do simulador. Vários compostos já se encontravam no banco de dados do simulador como: glicose, proteína, gordura, água, etanol, dióxido de carbono, leveduras e ácido sulfúrico. Entretanto, alguns outros tiveram que ser inseridos manualmente: lactose, galactose, sais e enzimas. Na lista de misturas registradas, foi inserido o soro, entretanto a mistura de ar já se encontrava no banco de dados do simulador. A composição do soro de queijo, levedura e enzima utilizada no processo são mostradas na Tabela 4. Para calcular a quantidade de ácido na alimentação dos tanques foi utilizado o cálculo de concentração comum da química, onde c_1 e c_2 correspondem a concentração de ácido e concentração na mistura, respectivamente. Já v_1 e v_2 correspondem ao volume de ácido e volume da mistura, respectivamente. Já em relação a quantidade de ar, foram feitas aproximações que permitisse a simulação.

Tabela 4 – Informações de composição das correntes de alimentação.

	Soro	levedura <i>Kluyveromyces</i>	levedura <i>Saccharomyces</i>	ácido sulfúrico	Lactase (comercial)	Bags vazios	Ar
Composição na alimentação	93% água 1% sais 5% lactose 0,60% proteína 0,40% gordura	100% levedura	100% levedura	100% ácido	100% lactase	100% bags	100% ar
Referências	Serpa, 2005	estimado	estimado	estimado	Santos et al., 1998	estimado	estimado
Quantidade utilizada	1000 toneladas	2,6 toneladas	2,6 toneladas	1) 0,0039m ³ 2) 0,004m ³ (calculado por $c_1 \cdot V_1 = c_2 \cdot V_2$)	0,022ton	100kg/bag	máximo 897,22ton

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados das referências citadas.

5.2.3.2 Inserção de dados físico-químicos e cinéticos

A inserção de informações físico-químicas e cinéticas é uma das etapas mais importantes dos processos biotecnológicos. Na Tabela 5 são mostrados os valores de massas moleculares considerados em cada um dos processos.

Tabela 5 – Informações de massa molecular.

MM (g/mol) Componentes	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4	ΔH_f^0 (25°C) (J.mol ⁻¹)	$\Delta H^0_{\text{Reação}}$ (kcal.kg ⁻¹)
gordura	147,60	147,60	147,60	147,60	0 (*)	-
proteína	147,60	147,60	147,60	147,60	0 (*)	-
sais (NaCl)	58,40	58,40	58,40	58,40	0 (*)	-
água	18,00	18,02	18,00	18,02	-285830	-
lactose	342,30	342,30	342,40	342,30	-2233000	1) Hidrólise = -16 2) Ferm= -115
glicose	-	180,16	-	180,16	-1273300	-94
galactose	-	180,00	-	180,00	-1273300 (*)	-
dióxido de carbono	44,00	44,00	44,00	44,00	-393510	-
ácido sulfúrico	98,08	98,08	98,08	98,08	-813989	-
levedura	0,30	0,16	0,30	0,16	-285830	-
enzima	-	0,16	-	0,30	-285830	-
bags (vazio=1kg)	1000,00	1000,00	1000,00	1000,00	0	-
etanol	46,00	46,00	46,00	46,00	-276980	-
Referência	Perry (1997), Koretsky (2007) e Banco de Dados SuperPro®. Obs: Quando o valor não foi encontrado nestas referências, uma estimativa foi realizada (*). Já o $\Delta H_{\text{Reação}}$, esses foram calculados utilizando a Lei de Hess.					

Fonte: Elaboração Própria a partir das referências citadas.

Na Tabela 6 são mostradas as informações padrão da etapa de hidrólise utilizada neste trabalho.

Tabela 6 – Dados físico-químicos e cinéticos da etapa de Hidrólise.

Composição	Lactase Lactozym (fonte <i>K. fragilis</i>)
T (°C)	43
t (h)	2
Teor de enzimas na mistura (%)	20
k=constante de velocidade	415000 mol.g ⁻¹ .h ⁻¹ ou 115277,78 kmol.m ⁻³ .s ⁻¹
K _M = K ₁ (kmol.m ⁻³)	100.10 ⁴
K ₁ = K ₂ (kmol.m ⁻³)	100.10 ⁴
K _s = K _{m0} (mg.L ⁻¹)	1,71.10 ²³
K _{max} =K ₀ (mg substrato.g ⁻¹ biomassa.h ⁻¹)	7,74.10 ¹⁵
Ordem de reação	primeira
Modelo cinético	Michaelis–Menten com inibição acompetitiva
Referências	Jurado et al., 2002 Santos et al., 1998

Fonte: Elaboração Própria a partir das referências citadas.

Foi considerada uma enzima lactase comercial de origem microbiana, oriunda da *K.fragilis*, já que essa origem é amplamente abordada na literatura. Para a cinética da reação de hidrólise, a lactose foi considerada como o composto de referência e sendo o único responsável pela ordem de reação. Além disso, a inclusão dos parâmetros necessários da hidrólise pode ser facilmente mostrada no quadro cinético do simulador conforme mostrado Figura 30. Além disso, para fins de simplificação no simulador foi desprezada a composição do tampão necessária na hidrólise.

Figura 30 – Tela da simulação da cinética de hidrólise.

Fonte: *SuperPro*®.

Na Tabela 7 são apresentadas as informações padrão da etapa de fermentação utilizada neste trabalho. A glicose é o substrato da *S.cerevisiae*, enquanto que a lactose é o substrato da *K.marxianus*. Além disso, a inclusão dos parâmetros necessários na fermentação pode ser facilmente mostrada no quadro cinético do simulador (Figura 31), sendo importante observar o quadro cinético a fim de compreender como os dados são inseridos na simulação.

Tabela 7 – Dados físico-químicos e cinéticos das etapas de fermentação.

Composição	Extrato <i>K.marxianus</i>	Extrato <i>S.cerevisiae</i>
pH	4-5	4-5
T (°C)	43	35
t (h)	18	12
k_s (mg.l ⁻¹)	700	500
μ máx	0,60	0,37
Modelo cinético	Monod	Monod
Referências	Sansonetti et al., 2009 Teixeira, 1988 Faga e Wilkins, 2010 Lane e Morrissey, 2010 Diniz, 2009	Lima et al., 2001 Lane e Morrissey, 2010 Sree et al., 2000

Fonte: Elaboração Própria a partir das referências citadas.

Figura 31 – Tela da simulação da cinética de fermentação.

Fonte: SuperPro®.

5.2.3.3 Inserção de informações sobre utilidades

A inserção das informações sobre as utilidades usadas no processo constitui a etapa seguinte na construção do fluxograma de processo. O simulador disponibiliza várias utilidades padrão, porém neste trabalho foram utilizadas somente as seguintes: a água de resfriamento (*cooling water*), água gelada (*chilled water*), vapor (*steam*) e ar. Os dados dessas utilidades são descritas como:

- Água de resfriamento: temperaturas de entrada e saída são de 25 e 30°C, respectivamente, com capacidade térmica de 4,994 kcal/kg, a um custo de US\$ 0,10/1000kg;
- Água gelada: temperaturas de entrada e saída são de 5 e 10°C, respectivamente, com capacidade térmica de 5,022 kcal/kg, a um custo de US\$ 4,20/1000kg;
- Vapor: temperaturas de entrada e saída são iguais a 152°C com capacidade térmica de 487,298 kcal/kg, a um custo de US\$ 0,40/1000kg;
- Ar: Entra esterilizado nos fermentadores dos processos 1 e 3. Esses processos utilizam a levedura *K.marxianus*, logo necessitam do ar para executar a fermentação.

5.2.3.4 Desenho da seção de separação de lactose (seção 1)

Após a construção da lista de componentes registrados, a primeira seção desenhada foi a seção de separação de lactose (seção 1). Ela é composta de três membranas, sendo duas de ultrafiltração (UF-101 e UF-102) e uma de osmose inversa (RO-101); duas bombas de diafragma (DP-101 e DP-102) e um misturador de fluxo (MX-101).

As membranas apresentam uma área superficial máxima de 80m^2 e suas dimensões foram calculadas pelo “*Design Mode*” disponível no simulador. O misturador de fluxo também possui dimensões calculadas pelo “*Design Mode*” e apresenta rendimento máximo de 720000 kg/hora. Já as bombas de diafragma apresentam potência máxima de 300 kW, sendo destinadas ao bombeamento da carga de soro de queijo e a outra da carga oriunda do misturador.

O “*Design Mode*” corresponde ao modo calculado de estrutura no dimensionamento dos equipamentos, de forma que quando a taxa de transferência operacional exceder o rendimento máximo de cada equipamento, então o sistema assume múltiplas unidades idênticas operando em paralelo com um rendimento de funcionamento menor do que a máxima.

Vale ressaltar, neste momento, o outro modo de dimensionamento do simulador, o “*Rating Mode*” que corresponde ao modo estabelecido pelo uso, ou seja, o simulador avalia se o rendimento operacional é superior ao rendimento nominal do equipamento. Se isso ocorrer, o simulador emite uma mensagem aconselhando o usuário a aumentar o número de unidades ou reduzir o rendimento operacional.

5.2.3.5 Desenho da seção de secagem (seção 2)

A seção de secagem (seção 2) foi desenhada logo após a seção 1, sendo composta de um tanque de estocagem (V-101), um secador (SDR-101), um silo (SL-101), um compressor de ar (G-101) e um envasador (FL-101).

O tanque de estocagem recebe concentrado da UF-2 e possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3, um volume máximo de 50 m^3 e .permissão máxima de trabalho de 90% do volume do reservatório. O secador possui uma razão altura/diâmetro igual a 3 e

trabalha com um diâmetro máximo de 10 metros. O silo possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3 e um volume máximo de 50 m³. O envasador trabalha com rendimento máximo de 60 bags/minuto. O compressor de gás é do tipo centrífugo e apresenta uma potência máxima 3000 kW. Tanto o tanque quanto o silo, o secador, o envasador e o compressor possuem dimensões calculadas pelo “*Design Mode*”.

5.2.3.6 *Desenho da seção de pré-tratamento (seção 3)*

A seção de pré-tratamento (seção 3) foi desenhada logo após a seção 2, sendo composta de um reator (V-102). O reator possui uma razão altura/diâmetro igual a 2,5, um volume máximo de 300 m³ e trabalha com pressão de 1,5 bar. Além disso, o equipamento possui dimensões calculadas pelo “*Design Mode*” disponível no simulador. Esta etapa é exclusiva para os processos 2 e 4, portanto não aparecem nos processos 1 e 3.

5.2.3.7 *Desenho da seção de fermentação (seção 4)*

A seção de fermentação (seção 4) foi desenhada logo após a seção 3, sendo que o processo 1 apresenta os seguintes equipamentos: um tanque de mistura (V-102), quatro fermentadores idênticos (V-103, V-104, V-105 e V-106), quatro válvulas gaveta (GTV-101, GTV-102, GTV-103 e GTV-104), quatro compressores de ar (G-102, G-103, G-104 e G-105), quatro filtros de ar (AF-101, AF-102, AF-103 e AF-104), uma bomba de diafragma (DP-103), um distribuidor de fluxo (FSP-101) e um misturador de fluxo (MX-102).

O processo 2 apresenta os seguintes equipamentos: um tanque de mistura (V-103), quatro fermentadores idênticos (V-104, V-105, V-106 e V-107), quatro válvulas gaveta (GTV-101, GTV-102, GTV-103 e GTV-104), quatro filtros de ar (AF-101, AF-102, AF-103 e AF-104), uma bomba de diafragma (DP-103), um distribuidor de fluxo (FSP-101) e um misturador de fluxo (MX-102).

O processo 3 apresenta os seguintes equipamentos: um fermentador (V-104), uma válvula gaveta (GTV-101), um compressor de ar (G-102), um filtro de ar (AF-101) e uma bomba de diafragma (DP-103).

O processo 4 apresenta os seguintes equipamentos: um fermentador (V-104), uma válvula gaveta (GTV-101), um filtro de ar (AF-101) e uma bomba de diafragma (DP-103). Os compressores de ar são utilizados somente para os processos que utilizam *K.marxianus*, ou seja, processos 1 e 3.

Os tanques de mistura possuem uma razão altura/diâmetro igual a 3, volume máximo de 200 m³, uma permissão máxima de trabalho de 90% do volume do reservatório e pressão de 1,5 bar. Os fermentadores possuem uma razão altura/diâmetro igual a 3, um volume máximo de 300 m³ nas bateladas e 1200 m³ nos contínuos, permissão máxima de trabalho de 90% do volume do reservatório e pressão de 1,5 bar. As válvulas apresentam diâmetro máximo de 10,2 cm, sendo destinada a regulagem do fluxo das cargas oriundas do tanque de mistura para os fermentadores de forma que o segundo e demais fermentadores sejam alimentados com uma defasagem de tempo de descarga do primeiro fermentador. Os filtros de ar apresentam máximo de 4 m³/segundo e a bomba de diafragma possui potência máxima de 300kW. Já o divisor e misturador de fluxo apresentam rendimentos máximos de 720000 kg/hora. Todos esses equipamentos possuem dimensões calculadas pelo “*Design Mode*” disponível no simulador.

5.2.3.8 Desenho da seção de recuperação de células (seção 5)

A seção de recuperação de células (seção 5) foi desenhada logo após a seção 4, sendo composta de um tanque de estocagem (V-108), dois tanques de mistura (V-109 e V-110), uma centrífuga (CF-101), duas bombas de diafragma (DP-104 e DP-105), uma válvula gaveta (GTV-106), um distribuidor de fluxo (FSP-102) e um misturador de fluxo (MX-103). Vale ressaltar que para os processos 3 e 4, em contínuo, que não visam o reciclo de células, somente estão presentes um tanque de estocagem (V-108) e uma centrífuga (CF-101).

O tanque de estocagem é destinado a um grande armazenamento de carga de todos os fermentadores, possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3, um volume máximo de 300 m³, uma permissão máxima de trabalho de 90% do volume do reservatório e pressão de 1,5 bar. Os tanques de mistura são destinados ao ajuste de pH necessário para a recuperação da atividade das leveduras e possui uma razão peso/diâmetro igual a 3, um volume máximo de 60 m³, uma permissão máxima de trabalho de 90% do volume do

reservatório e pressão de 1,5 bar. A centrífuga é destinada a remoção de biomassa microbiana do vinho e possui um rendimento máximo de 100 litros/hora. As bombas de diafragma apresentam potência máxima de 300 kW, sendo destinadas ao bombeamento da carga de ácido sulfúrico concentrado. O distribuidor e o misturador de fluxo apresentam rendimento máximo de 720000 kg/hora, já as válvulas apresentam diâmetros máximos de 10,16cm. Todos esses equipamentos possuem dimensões calculadas pelo “*Design Mode*” disponível no simulador.

5.2.3.9 *Desenho da seção de tratamento final (seção 6)*

A seção de tratamento final (seção 6) foi desenhada logo após a seção 5, sendo composta de uma torre de destilação (C-101), uma torre de retificação (C-102), dois refeedores (HX-101 e HX-102), um condensador (HX-103) e um tanque de estocagem (V-111).

As torres de destilação são destinadas a desidratação da carga de centrifugado e possui um diâmetro máximo de 2 metros, altura de 0,40 metro por estágio e que trabalham com uma pressão de 1,5 bar. A torre de destilação (torre 1) apresenta 19 estágios e a torre de retificação (torre 2), 31 estágios. A torre 2 é destinada as adequações finais do álcool hidratado aos padrões de comercialização e que possui as mesmas características físicas das torres de destilação, porém mudando somente no número de estágios.

Os refeedores são destinados a fornecer calor para a carga de entrada das torres. Já o condensador é destinado a retirar calor da carga de saída retificadora. Todos esses trocadores de calor apresentam uma área máxima de transferência de calor de 100 m², onde apresentam um permutador do tipo chapa e quadro. O tanque de estocagem recebe a carga de saída da torre retificadora e que possui uma razão altura/diâmetro igual a 3, um volume máximo de 200 m³, permissão máxima de trabalho de 90% do volume do reservatório e pressão de 1,5 bar.

5.2.4 Operações realizadas nos equipamentos

Cada equipamento realiza uma série de operações durante um processo em batelada, seja na sua função principal (como a fermentação, num fermentador), sejam nas operações preparatórias e seguintes ao processo (como carga e descarga de conteúdo, esterilização e etc.). Diferentemente disso, o processo em contínuo não necessita adicionar operações para cada equipamento, entretanto buscou-se utilizar os mesmos parâmetros de processos e mesmo arranjo de equipamentos, com exceção da seção 3, 4 e 5, onde nestas seções ocorrem diferenciações em cada um dos fluxogramas sugeridos.

Os resultados operacionais de cada um dos equipamentos descritos tem como base a produção de etanol a partir de 1000 toneladas de soro de queijo com as características já descritas anteriormente neste trabalho. A seguir serão descritos todas as operações atribuídas aos processos abordados neste trabalho. Toda a programação de horários, das bateladas, e também os custos de todos os equipamentos são detalhadamente mostrados no Apêndice 2. Além disso, foi considerado, para todos os equipamentos, um tempo de resposta imediato do equipamento, ou seja, um “*turnaround time*” de 0h e um tempo de “*setup time*” também de 0h, ou seja, em nenhum momento a operação é interrompida.

5.2.4.1 Seção de separação de lactose (seção 1)

As operações unitárias envolvidas em toda a seção 1 estão relacionadas às operações das três membranas, duas bombas de diafragma e um misturador de fluxo. As operações realizadas nessa seção são:

- Transferência de soro para a membrana UF-101

Essa operação chamada de *PUMP-1 (Pumping)* é realizada pela bomba (DP-101) que transfere a carga líquida de soro da corrente S-101 para a ultrafiltração 1 (UF-101). Esta operação é realizada em conjunto com a operação chamada *TRANSFER-IN-1* da membrana UF-101. Vale ressaltar que nos processos em contínuo a operação *TRANSFER-IN-1* não ocorre, sendo a transferência realizada somente pela operação *PUMP-1*. A bomba opera em um único ciclo por batelada, a mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do

simulador, de 2 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 0,50 hora de bombeamento.

- Filtração de soro pela membrana UF-101

Essa operação chamada de *CONCENTRATE-1* é realizada pela membrana UF-101 que separa a lactose das proteínas e gorduras. A membrana opera com 23 (vinte e três) módulos em paralelo considerando um único ciclo por batelada e que opera com uma concentração máxima de sólidos no retentado de 600 g/l. Os coeficientes de rejeição são de 100% para as gorduras e também para as proteínas. Além disso, o tempo de filtração foi ajustado para 5 horas com um fator de concentração igual a 5. A área superficial de operação é de 79 m² e o fluxo de filtração é de 80 L.m⁻².h⁻¹, onde não ocorre desnaturação das proteínas durante a operação, mantendo suas características inalteradas. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora.

- Limpeza da membrana UF-101

Essa operação chamada de *CIP (clean-in-place)* é realizada pela membrana UF-101 destinada à limpeza da mesma. A limpeza é realizada utilizando um volume máximo de água de 100 litros/m² de equipamento, com temperatura de 25⁰C e uma duração de 0,50 hora. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora. Esta operação não ocorre nos processos 3 e 4, conduzidos em contínuo.

- Filtração pela membrana UF-102

Após a operação de filtração do soro, o concentrado é transferido diretamente para a UF-102 pela corrente S-104, já que ainda encontra-se lactose para ser removida. Essa operação chamada de *CONCENTRATE-1* é realizada pela membrana UF-102 que separa a lactose restante, das proteínas e gorduras. A membrana opera com 5 (cinco) módulos em um único ciclo por batelada e opera com uma concentração máxima de sólidos no retentado de 600 g/l. Os coeficientes de rejeição são de 100% para as gorduras e também para as proteínas. Além disso, o tempo de filtração foi ajustado para 5 horas com um fator de concentração igual a 5. A área superficial de operação é de 73 m² e o fluxo de filtração é de 80 L.m⁻².h⁻¹, onde não ocorre desnaturação das proteínas durante a operação, mantendo suas características inalteradas. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora.

- Limpeza da membrana UF-102

Essa operação chamada de *CIP (clean-in-place)* é realizada pela membrana UF-102 destinada à limpeza da mesma. A limpeza é realizada utilizando um volume máximo de água de 100 litros por m² de equipamento, com temperatura de 25⁰C e uma duração de 0,25 hora. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora. Esta operação não ocorre nos processos 3 e 4, conduzidos em contínuo.

- Mistura dos fluxos de saída das membranas de ultrafiltração

Após as operações de filtração promovidas pelas UF-101 e UF-102, as correntes de permeado (S-103 e S-105) de ambas as membranas são misturadas a fim de se obter uma única corrente de permeado em direção à osmose inversa. Essa operação, chamada de *MIX-1 (2-Stream Mixing)*, é realizada pelo misturador de fluxo (MX-101) que opera em um único ciclo por batelada. Além disso, o tempo de mistura foi ajustado para 5 horas.

- Transferência dos permeados para a membrana RO

Essa operação chamada de *PUMP-1 (Pumping)* é realizada pela bomba (DP-102) que transfere a carga líquida de permeado do misturador de fluxo (MX-101) pela corrente S-107. Esta operação é realizada em conjunto com a operação chamada *TRANSFER-IN-1* da membrana RO-101. Vale ressaltar que nos processos em contínuo a operação *TRANSFER-IN-1* não ocorre, sendo a transferência realizada somente pela operação *PUMP-1*. A bomba opera em um único ciclo por batelada e a mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,05 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 5 horas de bombeamento.

- Filtração pela membrana RO

Essa operação, chamada *CONCENTRATE-1*, é realizada pela membrana RO-101 que separa a lactose da água. A membrana opera com 14 (catorze) módulos em paralelo considerando um único ciclo por batelada e opera com uma concentração máxima de sólidos no retentado de 600 g/l. O coeficiente de rejeição é de 100% para a lactose. Além disso, o tempo de filtração foi ajustado para 5 horas com um fator de concentração igual a 2. A área superficial de operação é de 78 m² e o fluxo de filtração é de 80 L.m⁻².h⁻¹. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora.

- Transferência do concentrado da RO para o tanque de inóculo

Essa operação, chamada de *TRANSFER-OUT-1*, corresponde a transferência do concentrado da RO diretamente para o tanque de inóculo (V-102), sendo realizada pela corrente S-118. Vale ressaltar que nos processos em contínuo a operação *TRANSFER-OUT-1* não ocorre, sendo a transferência realizada de forma direta pela própria corrente de saída. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador de 2 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 0,25hora. Esta operação não ocorre nos processos 2 e 4, tendo que passar primeiramente pela seção de pré-tratamento.

- Limpeza da membrana RO

Esta operação chamada de *CIP (clean-in-place)* é realizada pela membrana RO-101 destinada à limpeza da mesma. A limpeza é realizada utilizando um volume máximo de água de 100 litros por m² de equipamento, com temperatura de 25⁰C e uma de 0,25 hora. A mão-de-obra foi ajustada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora. Esta operação não ocorre nos processos 3 e 4, conduzidos em contínuo.

5.2.4.2 Seção de secagem (seção 2)

As operações unitárias envolvidas em toda a seção 2 estão relacionadas às operações de um tanque de estocagem, um secador *spray*, um silo, um compressor de ar e um envasador. As operações realizadas nessa seção são:

- Estocagem pelo tanque V-101

Essa operação, chamada de *STORE-1 (Storage)*, corresponde à estocagem do concentrado de proteínas e gorduras presentes na corrente S-109. O tanque (V-101) opera adiabaticamente em um único ciclo por batelada e que possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3 e opera com volume máximo de 50 m³, operando nos limites de volume máximo de 90% e de mínimo 15%. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 5 horas.

- Secagem *spray*

Essa operação, chamada de *DRY-1 (Spray Drying)*, corresponde à secagem da mistura de proteína e gordura presentes na corrente S-111. O secador (SDR-101) opera em um único ciclo por batelada e que possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3. Opera com taxa de evaporação de $100 \text{ kg evaporado} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$, temperatura final de sólidos de 70°C , exige $5 \text{ kg ar/kg evaporado}$ e utiliza como utilidade vapor a 152°C . A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de $0,50 \text{ homem} \cdot \text{hora/hora}$. O tempo total de operação foi ajustado para 5 horas.

- Compressão de ar

Essa operação, chamada de *COMPRESS-1 (Centrifugal Gas Compression)*, corresponde à compressão de ar necessária para a operação de secagem, recebendo a corrente de ar S-113. O compressor (G-101) alimenta o secador (SDR-101) com a corrente de ar comprimido S-114, onde opera em um único ciclo por batelada com uma potência máxima de 3000 kW e uma pressão de 5 bar , com 70% de eficiência, temperatura máxima de 40°C e seu sistema de refrigeração constitui em água de refrigeração de 25°C a 30°C . A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de $0,05 \text{ homem} \cdot \text{hora/hora}$. O tempo total de operação foi ajustado para 5 horas.

- Estocagem de sólidos

Essa operação, chamada *STORE-1*, corresponde à estocagem de sólidos constituinte da corrente de saída S-115 do secador (SDR-101). O silo (SL-101) opera adiabaticamente em um único ciclo por batelada e que possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3, volume máximo de 50 m^3 , operando ainda nos limites de volume máximo de 90% e de mínimo 15% e densidade do material armazenado de 850 kg/m^3 . A mão-de-obra foi ajustada com o valor padrão do simulador, de $1 \text{ homem} \cdot \text{hora/hora}$. O tempo total de operação foi ajustado para 5 horas.

- Envase de sólidos

Essa operação, chamada *FILL-1 (Filling)*, corresponde ao envase de sólidos da corrente de saída S-117 do silo (SL-101). O envasador (FL-101) recebe os *bags* vazios representado pela corrente DS-101, onde cada *bag* tem a capacidade de armazenagem de 100 kg de sólidos. O equipamento opera com rendimento máximo de 60 bags/minuto e em

um único ciclo por batelada. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,05 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 5 horas.

5.2.4.3 Seção de pré-tratamento (seção 3)

As operações unitárias envolvidas em toda a seção 3 estão relacionadas às operações de um reator de hidrólise. Esta seção não é utilizada para os processos 1 e 3, pois esses processos utilizam a levedura *Kluyveromyces* que não necessitam de hidrólise do substrato. As operações realizadas nessa seção são:

- Transferência do concentrado da RO para o reator (V-102)

Esta operação chamada *TRANSFER-IN-1* corresponde a transferência de concentrado de lactose da RO diretamente para o reator de hidrólise (V-102), sendo realizada pela corrente S-118. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 2 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 0,5 hora. Esta operação não ocorre nos processos 1 e 3 que utilizam *K. marxianus*. Além disso, não é necessária a inclusão desta operação no processo 3 para que a transferência aconteça.

Vale ressaltar que uma consideração importante a respeito das enzimas foi realizada. Não foi possível inserir uma corrente de entrada exclusiva para as enzimas no reator V-102, tendo em vista a limitação do simulador que fornecia erros caso esta corrente fosse inserida. Desta forma, considerou-se que as enzimas já se encontravam no interior do reator V-102 no momento de recebimento da corrente de concentrado da RO.

- Agitação do reator

Essa operação, chamada *AGITATE-1 (Agitation)*, corresponde à agitação do reator (V-102) necessária para a homogeneização do meio reacional. O agitador opera com potência 0,10 kW/m³, agitando um volume de cerca de 220 m³. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,10 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 0,75 hora.

- Reação de hidrólise da lactose no reator

Essa operação, chamada *REACT-1*, é realizada pelo reator (V-102), onde ocorre uma reação de hidrólise enzimática da lactose. Os parâmetros cinéticos da reação estão relacionados à enzima β -D-galactosidase galactohidrolase (lactase) que catalisa a reação da lactose para formar glicose e galactose. Foi considerada uma enzima lactase comercial de origem microbiana, oriunda da *K.fragilis*. O reator (V-102) opera com “*set point*” de 40⁰C, em dois ciclos por batelada e que possui uma relação de altura/diâmetro igual a 2,5, com volume de trabalho de 300 m³, nos limites de volume máximo de 90% e de mínimo 15%, sendo a concentração inicial de lactose $S_0=100,5 \text{ g.l}^{-1}$ e composição mássica de 10% de lactose nos processos 2 e 4. Além disso, o modelo cinético adotado foi Michaelis–Menten de primeira ordem com inibição incompetitiva, onde a constante de Michaelis–Menten (k_m) é igual a constante de inibição (k_i), sendo $k_i=k_m=100*10^4 \text{ kmol.m}^{-3}$ e com constante de velocidade $k= 115277,78 \text{ kmol.m}^{-3}.s^{-1}$. A estequiometria da reação é de 1 mol de lactose e 1 mol de água para 1 mol de glicose e 1 mol de galactose e a entalpia de reação é -16 kcal/kg lactose, a uma temperatura de referência de 25⁰C.

No processo 4 conduzido em contínuo o tempo de residência fornecido pelo simulador foi de 1 hora. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador de 1 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 2 horas.

- Resfriamento do reator

Esta operação, chamada *COOL-1*, corresponde ao resfriamento necessário para o reator V-102 após o fim da reação de hidrólise. O sistema de resfriamento do reator (V-102) opera com uma eficiência de 90%, fornecendo diminuição de 2⁰C/min até que se atinja uma temperatura final de 20⁰C. O agente de resfriamento é água gelada a uma temperatura inicial de 5⁰C e de saída de 10⁰C. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador de 1 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 0,25 hora. Esta operação não ocorre no processo 4, já que é conduzido em contínuo.

- Transferência da corrente de saída do reator para o tanque de inóculo

Essa operação, chamada *TRANSFER-OUT-1*, é realizada diretamente do reator para o tanque de inóculo onde há transferência da carga líquida de saída do reator (V-102) para

o tanque de inóculo (V-103). A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador de 0,05 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 1 hora.

5.2.4.4 Seção de fermentação (seção 4)

As operações unitárias envolvidas em toda a seção 4 estão relacionadas às operações de um tanque de inóculo, quatro fermentadores operando identicamente, quatro válvulas gaveta, quatro filtros de ar, quatro compressores, uma bomba de diafragma, um distribuidor de fluxo e um misturador de fluxo.

O sistema de fermentação conta com 4 dornas de fermentação fechadas, operando em ciclos de 12h usando a *Saccharomyces* e 18h usando a *Kluyveromyces*, além de um tanque de inóculo. A seção 4 opera com o suporte de um como tanque de estocagem e outros dois como volantes para o reciclo da seção 5. Na seção 4, teve-se que ter o cuidado com a esterilização dos fermentadores, já que interfere muito no rendimento reacional. Assim, optou-se em realizar a esterilização individualmente em cada uma das dornas. A viabilização das operações de esterilização de bioprocessos requer: a subida da temperatura, a manutenção do meio reacional por um tempo definido na temperatura desejada e o abaixamento dessa temperatura até a temperatura de processo (LIMA et al., 2001). Vale ressaltar que a operação de esterilização das cargas de alimentação não é considerada, pois não houve necessidade de fazer esterilização após as alimentações já terem passado pelo sistema de membranas. As operações realizadas nessa seção são:

- Estocagem e mistura das cargas pelo tanque de inóculo

Essa operação, chamada *STORE-1*, corresponde à mistura da corrente de concentrado (S-118) oriunda da membrana RO-101 ou oriunda da corrente de saída (S-121) do reator de hidrólise, mais a corrente de leveduras novas e da corrente de reciclo da seção 5. Essa mistura é realizada considerando um meio de pH=4. O tanque de inóculo opera adiabaticamente em um único ciclo por batelada e que possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3 e opera com volume máximo de 200 m³, operando nos limites de volume máximo de 90% e de mínimo 15%. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador de 2 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 1 hora. Essa operação não é inserida nos processos 3 e 4 conduzidos em contínuo, já que a corrente de concentrado da RO é transferida diretamente para a fermentação.

- Distribuição da corrente de saída do tanque de inóculo

Essa operação, chamada *SPLIT-1 (4-way Flow Splitting)*, é realizada pelo distribuidor de fluxo (FSP-101) a fim de fornecer a carga do tanque de inóculo para as dornas, de forma que a segunda dorna em diante receba a carga com uma defasagem de tempo de descarga em relação à primeira dorna. O distribuidor opera em um único ciclo por batelada, fornecendo quatro ramificações direcionadas aos fermentadores, de forma que cada ramificação forneça 25% da carga mássica total do tanque de inóculo para cada fermentador. Além disso, o tempo de operação foi ajustado para 1 hora. Essa operação não é inserida nos processos 3 e 4 conduzidos em contínuo, já que a corrente de concentrado da RO é transferida diretamente para a fermentação.

- Transferência das cargas líquidas do distribuidor de fluxo para as dornas

Esta operação, chamada *TRANSFER-IN-1*, corresponde à transferência de todas as correntes de saída do distribuidor de fluxo (FSP-101) pelas válvulas gavetas (GTV-101, GTV-102, GTV-103 e GTV-104), de forma que cada corrente, contendo o substrato, sejam diretamente transferidas para as dornas pelas correntes. A transferência ocorre de forma que uma dorna receba a carga com uma defasagem de tempo de descarga em relação à dorna anterior. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador de 2 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 0,50 hora, podendo chegar até 1 hora. Essa operação não é inserida nos processos 3 e 4 conduzidos em contínuo, já que a corrente de concentrado da RO é transferida diretamente para a fermentação.

- Limpeza das dornas

Essa operação, chamada *CIP (clean-in-place)*, é realizada nas dornas para à limpeza das mesmas. A limpeza é realizada utilizando um volume máximo de água de 100 litros por m² de equipamento, com temperatura de 25⁰C, com um tempo de limpeza de 0,50 hora e a mão-de-obra foi ajustada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora. Esta operação não ocorre nos processos 3 e 4, conduzidos em contínuo.

- Esterilização das dornas

Essa etapa representa três operações iniciais e sucessivas chamadas *HEAT-1*, *HOLD-1* e *COOL-1*, sendo realizadas nas dornas de fermentação para promover um ambiente estéril durante a fermentação. Essa operação é necessária para que o ambiente

interno dos fermentadores esteja livre de contaminantes, reduzindo, desta forma, a carga microbiana patogênica que possa estar presentes nos fermentadores. Os fermentadores são esterilizados por meio de injeção de vapor no interior por um tempo definido. A programação dessas operações ocorre de forma que a operação de uma dorna esteja defasada no tempo em relação à operação da dorna anterior. Essas operações não ocorrem nos processos 3 e 4, conduzidos em contínuo.

A primeira operação de esterilização do equipamento é o aquecimento (*Heat*), onde todo o fermentador é levado à temperatura de esterilização desejada (140°C). Foi utilizado vapor para realizar o aumento de temperatura, assumindo-se uma eficiência de 90% e uma capacidade térmica do vaso desprezível ($mC_p \sim 0$). Foi definido um tempo de operação de 0,50 hora, com uma taxa média de $2^{\circ}\text{C}/\text{min}$. Para o cálculo da mão-de-obra, foi adotado o valor padrão do simulador de 1 homem*hora/hora.

A segunda operação de esterilização é a simples manutenção (*Hold*) do sistema sem modificações por um tempo definido, adotando-se para essa operação um tempo de 0,25 hora de permanência do vapor no interior dos fermentadores. Para o cálculo da mão-de-obra, foi adotado o valor padrão do simulador de 1 homem*hora/hora.

A terceira operação de esterilização é o resfriamento (*Cool*), onde todo o fermentador é levado à temperatura de processo desejada (35°C). Foi utilizado água de refrigeração para realizar a diminuição da temperatura, assumindo-se uma eficiência de 90% e uma capacidade térmica do vaso desprezível ($mC_p \sim 0$). Para o cálculo da mão-de-obra, foi adotado o valor padrão do simulador de 1 homem*hora/hora. Foi definido um tempo de operação de 0,25 hora, com uma taxa média de $2^{\circ}\text{C}/\text{min}$.

- Transferência de carga do tanque de inóculo para as dornas

Essa operação, chamada *TRANSFER-IN-1*, corresponde à transferência de todas as correntes de saída das válvulas gaveta para as dornas de fermentação, de forma que cada corrente, contendo glicose, sejam diretamente transferidas. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador de 2 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 0,50 hora. A programação dessa operação ocorre de forma que a operação de uma dorna esteja defasada no tempo em relação à operação da dorna anterior.

- Agitação das dornas

Essa operação, chamada *AGITATE-1*, corresponde a pouca agitação das dornas de fermentação, necessária para a homogeneização do meio reacional. O agitador opera com potência $0,10 \text{ kW/m}^3$, agitando um volume de cerca de 200 m^3 . A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de $0,10 \text{ homem*hora/hora}$ e o tempo total de operação foi ajustado para $0,50 \text{ hora}$. A programação dessa operação ocorre de forma que a operação de uma dorna esteja defasada no tempo em relação à operação da dorna anterior.

- Reação de fermentação do substrato nas dornas

Essa é a operação mais importante do fluxograma chamada *FERMENT-1*, onde ocorre a fermentação propriamente dita, sendo também a demanda maior tempo em relação a todo o processo. O simulador permite que sejam inseridos os dados relativos à reação de duas formas diferentes: a especificação de dados cinéticos é utilizada quando se dispõe dos parâmetros relacionados à cinética do processo; ou a definição de dados estequiométricos é utilizada quando não se dispõe de parâmetros cinéticos, mas se obtém facilmente as estequiometrias dos componentes da reação, o tempo de reação e a conversão obtida/desejada. Neste trabalho foi escolhida a primeira opção, já que a literatura dispõe de dados cinéticos da reação. Além disso, foi desconsiderada o crescimento da biomassa microbiana.

No processo 1, os parâmetros cinéticos da reação estão relacionados à levedura *Kluyveromyces marxianus*, que metaboliza a lactose formando etanol e gás carbônico. Os fermentadores operam adiabaticamente e independentemente um do outro, com um único ciclo por batelada, possui aproximadamente 4 metros de diâmetro e 13 metros de altura, com volume de trabalho de cerca de 180 m^3 , nos limites de volume máximo de 90% e de mínimo 0%, sendo a concentração inicial de lactose $S_0=48,5 \text{ g/l}$ e $S_0=100,5 \text{ g/l}$ e composição mássica de 5% e de 10% de lactose no processo 1 e 3, respectivamente. Além disso, o modelo cinético de Monod foi adotado, onde os valores cinéticos da velocidade máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}}=0,60 \text{ h}^{-1}$ e a constante de saturação $K_s=700 \text{ mg.L}^{-1}$. A estequiometria da reação é de 1 mol de lactose e 1 mol de água para 4 mols de etanol e 4 mols de gás carbônico e a entalpia de reação é -115 kcal/kg de lactose, a uma temperatura de referência de 25°C . O tempo total de operação foi ajustado para 18 horas em cada dorna e a programação dessa operação ocorre de forma que a operação de uma dorna esteja defasada no tempo em relação à operação da dorna anterior. De forma que a corrente de

saída da segunda dorna seja liberada após o término da transferência da corrente de saída da primeira dorna e assim sucessivamente.

No processo 2, os parâmetros cinéticos da reação estão relacionados à levedura *Saccharomyces cerevisiae*, que metaboliza a glicose formando etanol e gás carbônico. Os fermentadores operam adiabaticamente e independentemente um do outro, em um único ciclo por batelada e que possui aproximadamente 4 metros de diâmetro e 12 metros de altura, com volume de trabalho de cerca de 170 m³, nos limites de volume máximo de 90% e de mínimo 0%, sendo a concentração inicial de glicose $S_0=34,6$ g/l e $S_0=53$ g/l e composição mássica de 3,3% e de 5,3% de glicose nos processos 2 e 4, respectivamente. Além disso, o modelo cinético de Monod foi adotado, onde os valores cinéticos da velocidade máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}}=0,37$ h⁻¹ e a constante de saturação $K_s=500$ mg.L⁻¹. A estequiometria da reação é de 1 mol de glicose para 2 mols de etanol e 2 mols de gás carbônico e a entalpia de reação é -94 kcal/kg de glicose, a uma temperatura de referência de 25°C. O tempo total de operação foi ajustado para 12 horas em cada dorna e a programação dessas operações ocorre de forma que a operação de uma dorna esteja defasada no tempo em relação à operação da dorna anterior. De forma que a corrente de saída da segunda dorna seja liberada após o término da transferência da corrente de saída da primeira dorna e assim sucessivamente.

No processo 3, conduzido em contínuo, o tempo de residência fornecido pelo simulador foi de 0,84h e no processo 4, também em contínuo, o tempo de residência fornecido pelo simulador foi de 1,4h. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora.

- Transferência das correntes de saída das dornas para o misturador de fluxo

Após as fermentações, as correntes de saídas das dornas são direcionadas para o misturador de fluxo (MX-102) por meio da operação chamada *TRANSFER-OUT-1*, a fim de se obter uma única corrente de saída para à destilação. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 2 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 2,50 horas. A programação dessa operação ocorre de forma que a descarga da corrente de saída de uma dorna esteja defasada no tempo em relação à descarga da dorna anterior. Essa operação não ocorre nos processos 3 e 4 conduzidas em contínuo, já que a transferência da corrente de saída da dorna é feita diretamente para a seção 5.

- Mistura das correntes de saída dos fermentadores

Essa operação, chamada *MIX-1*, é realizada pelo misturador de fluxo (MX-102) a fim de se obter uma única corrente em direção à seção 5. O misturador opera em um único ciclo por batelada e o tempo de operação foi ajustado para 7,50 horas. Além disso, essa operação não ocorre nos processos 3 e 4 conduzidos em contínuo, já que a transferência da corrente de saída da dorna é feita diretamente para a seção 5.

- Compressão de ar

Essa operação, chamada de *COMPRESS-1*, corresponde à compressão de ar necessária para promover a aeração do meio fermentativo de todas as dornas, recebendo as correntes de ar S-130 a 133. Essa operação é utilizada somente nos processos 1 e 3. Os compressores (G-102, G-103, G-104 e G-105) alimentam as dornas de fermentação com a corrente de ar comprimido, onde opera em um único ciclo por batelada com uma potência máxima de 3000kW e uma pressão de 5bar, com 70% de eficiência, temperatura máxima de 40⁰C e seu sistema de refrigeração constitui em água de refrigeração de 25⁰C a 30⁰C. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,05 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 18 horas, mesmo tempo da fermentação, considerando que durante todo o tempo de fermentação é necessário aeração do meio. Além disso, a programação dessa operação ocorre de forma que a operação de um compressor esteja defasada no tempo em relação à operação do compressor anterior..

- Filtração das correntes gasosas dos fermentadores

Essa operação, chamada de *FILTER-1*, corresponde à filtração dos gasosos envolvidos na fermentação. Os filtros (AF-101, AF-102, AF-103 e AF-104) operam em 2 (dois) ciclos por batelada com um rendimento nominal de 3,3 m³.s⁻¹. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,05 homem*hora/hora. O tempo total de operação foi ajustado para 18 horas nos processos 1 e 3 e de 12 horas nos processos 2 e 4. Além disso, a programação dessa operação ocorre de forma que a operação de um filtro esteja defasada no tempo em relação à operação do filtro anterior.

5.2.4.5 Seção de recuperação de células (seção 5)

As operações unitárias envolvidas em toda a seção 5 estão relacionadas às operações de um tanque de estocagem, dois tanques de mistura, uma centrífuga, duas bombas de diafragma e um distribuidor de fluxo, um misturador de fluxo e uma válvula gaveta. As operações realizadas nessa seção são:

- Transferência da corrente de saída do misturador de fluxo para o tanque de estocagem

Após a mistura dos fluxos de saída das dornas de fermentação, a corrente de saída (S-150) do misturador de fluxo é direcionada por bombeamento até o tanque de estocagem (V-108). A operação chamada *PUMP-1* é realizada pela bomba (DP-103) que transfere a carga líquida de saída do misturador para o tanque de estocagem (V-108). A bomba opera em um único ciclo por batelada e a mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador de 0,05 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 7,5 horas de bombeamento. Essa operação não ocorre nos processos 3 e 4 conduzidos em contínuo, já que não foi necessário a utilização do misturador, sendo feito diretamente o bombeamento da corrente de saída da dorna para a estocagem da seção 5.

- Estocagem da corrente de saída do misturador (MX-102) pelo tanque pulmão

Essa operação, chamada *STORE-1*, corresponde à estocagem da carga líquida composta basicamente de etanol e biomassa. O tanque de estocagem (V-108) opera adiabaticamente em um único ciclo por batelada e que possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3, volume máximo de 300m³, operando ainda nos limites de volume máximo de 90% e de mínimo 15%. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 7,5 horas.

- Centrifugação da carga de corrente de saída do tanque pulmão (V-108)

Essa operação, chamada *CENTRIFUGUE-1*, corresponde à centrifugação da carga líquida contendo etanol e biomassa microbiana presentes na corrente da saída (S-152) do tanque de estocagem. A centrífuga (CF-101) opera em 2 (dois) ciclos por batelada correspondendo a duas unidades em paralelo em operação, que opera com remoção de 100% para as biomassas, com rendimento máximo de 100 L.h⁻¹, com um fator de

concentração de 2 e com potência de 888 kW. Nos processos 3 e 4, conduzidos em contínuo, foi utilizado um fator de concentração, de 1,2603 e uma potência de 5490kW. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,10 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 7,5 horas.

- Distribuição da corrente concentrada da centrífuga para os tanques de ajuste de pH

Essa operação, chamada *SPLIT-1*, é realizada pelo distribuidor de fluxo (FSP-102) com o auxílio da válvula GTV-106 a fim de fornecer a carga de biomassa da centrífuga para os tanques de ajuste (V-109 e V-110). A distribuição para os tanques é feita de forma alternada de acordo com a operação da válvula GTV-106, de forma que quando esta estiver fechada toda a carga é direcionada para o tanque V-110 e quando aberta, a carga pode ser direcionada para o tanque V-109. O distribuidor opera em um único ciclo por batelada, fornecendo duas ramificações direcionadas aos tanques, de forma que cada ramificação forneça 50% da carga total da centrífuga para cada tanque de ajuste. Além disso, o tempo de operação foi ajustado para 7,5 horas. Essa operação não ocorre nos processos 3 e 4 conduzidos em contínuo, já que não há ajuste de pH para os processos citados.

- Transferência das cargas de ácido para os tanques de mistura V-109 e V-110

Essa operação, chamada *PUMP-1*, é realizada pelas bombas (DP-104 e DP-105) que transfere as cargas de ácido sulfúrico para os tanques de mistura (V-109 e V-110). As bombas operam em um único ciclo por batelada. A carga de ácido utilizada é composta de uma solução concentrada de ácido sulfúrico. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,05 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 3,75 horas.

- Ajuste de pH pelos tanques de mistura V-109 e V-110

Essa operação, chamada *STORE-1*, é realizada pelos tanques de mistura (V-109 e V-110) que conserva a atividade das leveduras com a adição de solução de ácido sulfúrico, de forma que o pH do meio seja ajustado para pH=4. Os tanques operam alternadamente e em um único ciclo por batelada. Além disso, os tanques operam adiabaticamente em um ciclo por batelada, possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3, volume máximo de 60m³, pressão de 1,5 bar e que operando ainda nos limites de volume máximo de 77% e de

mínimo 15%. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 3,75 horas.

- Mistura das correntes de saída dos tanques de ajuste

Essa operação, chamada *MIX-1*, é realizada pelo misturador de fluxo (MX-103) a fim de se obter uma única corrente de reciclo. O misturador opera em um único ciclo por batelada. Além disso, o tempo de operação foi ajustado para 7,5 horas.

Após essa última operação da seção 5, o reciclo de células recuperadas é realizado para o processo, de forma que a corrente de leveduras do misturador de fluxo (MX-103) seja transferida diretamente para o tanque de inóculo, não havendo necessidade de adição de nenhum equipamento para esta transferência. Esta transferência não ocorre nos processos 3 e 4 conduzidos em contínuo.

5.2.4.6 Seção de tratamento final (seção 6)

As operações unitárias envolvidas em toda a seção 6 estão relacionadas às operações de uma torre de destilação, uma torre de retificação, dois refeedores, um condensador e um tanque de estocagem. A corrente de alimentação para a seção 6 é uma mistura líquida contendo, basicamente, água, etanol e sais, sendo introduzida a uma temperatura de aproximadamente 40⁰C. As operações realizadas nessa seção são:

- Aquecimento da corrente de sobrenadante da centrífuga (CF-101)

Essa operação, chamada *HEAT-EXCHANGE-1*, corresponde ao aquecimento necessário para que a destilação se processe. O sistema de aquecimento do refeedor (HX-101) opera em fluxo contracorrente e em um único ciclo por batelada. Opera também com um coeficiente de transferência de calor de 1290,66 kcal/m²*h*⁰C, com fator de correção de 1, área de transferência de calor de 5 m² e temperatura mínima aproximada de 5⁰C. O agente de aquecimento é o vapor a uma temperatura de 152⁰C. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,10 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 7,5 horas.

- Destilação na torre C-101

Essa operação, chamada *DISTILL-1*, é realizada pela torre de destilação (C-101) onde recebe a corrente de saída do primeiro refulvedor. A torre opera com 14 estágios teóricos de separação, razão de refluxo L/V de aproximadamente 7, relação R/R_{\min} de 1,25, pressão de 1,030 bar, velocidade linear do vapor de 3m/s, eficiência por estágio é de 80% e em um único ciclo por batelada. O sistema utiliza como agente de condensação, água de refrigeração na temperatura de 90⁰C; e como agente de aquecimento, vapor na temperatura de 100⁰C. Foi considerada uma volatilidade relativa de 0,01 para todos os componentes pesados da mistura e volatilidade 10 para os componentes leves, exceto para a água e o etanol. Para a água foi utilizada uma volatilidade relativa de 1 e para o etanol, de 1,60. Além disso, foi considerado na operação da torre, um percentual de destilado de 85% para etanol e 15% para água. A corrente de saída inferior da torre é reciclada para o refulvedor HX-101. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 7,5 horas.

- Aquecimento da corrente de entrada da torre C-102

Essa operação, chamada *HEAT-EXCHANGE-1*, corresponde ao aquecimento necessário para que a destilação se processe. O sistema de aquecimento do refulvedor (HX-102) opera em fluxo contracorrente e em um único ciclo por batelada. Opera também com um coeficiente de transferência de calor de 50 kcal/m²*h*⁰C, com fator de correção de 1, área de transferência de calor de 0,18 m² e temperatura mínima aproximada de 5⁰C. O agente de aquecimento é o vapor a uma temperatura de 152⁰C. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,10 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 7,5 horas.

- Retificação na torre C-102

Essa operação, chamada *DISTILL-1*, é realizada pela torre de destilação (C-102) onde recebe a corrente de saída do segundo refulvedor. A torre opera com 24 estágios teóricos de separação, razão de refluxo L/V de 9 para o processo 1 e de 14 para o processo 2, relação R/R_{\min} de 1,25, pressão de 1,030 bar, velocidade linear do vapor de 3m/s, eficiência por estágio é de 80% e em um único ciclo por batelada. O sistema utiliza como agente de condensação, água de refrigeração na temperatura de 90⁰C; e como agente de aquecimento, vapor na temperatura de 100⁰C. Foi considerada uma volatilidade relativa de

0,01 para todos os componentes pesados da mistura e volatilidade 10 para todos os componentes leves, exceto para a água e o etanol. Para a água foi utilizada uma volatilidade relativa de 1 e para o etanol, de 1,60. Além disso, foi considerado na operação da torre, um percentual de destilado de 95% para etanol e 5% para água. A corrente de saída inferior da torre é reciclada para o refeedor HX-102. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 7,5 horas.

- Resfriamento da corrente de saída da torre C-102

Essa operação, chamada *COOL-1 (cooling)*, corresponde ao resfriamento final necessário para que a obtenção do produto desejado. O sistema de resfriamento do condensador (HX-103) opera com um “*set point*” de temperatura de 25⁰C e em um único ciclo por batelada. Opera também com um coeficiente de transferência de calor de 1290,66 kcal/m²*h*⁰C, com fator de correção de 1, área de transferência de calor de 1,2 m² e eficiência de transferência de calor de 100%. O agente de resfriamento é água de refrigeração a uma temperatura de 25⁰C a 30⁰C. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 0,10 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 7,5 horas.

- Estocagem de etanol

Essa operação, chamada *STORE-1*, corresponde à estocagem da carga de etanol presente na corrente de saída do condensador. O tanque de estocagem V-111 opera adiabaticamente em um único ciclo por batelada e que possui uma relação de altura/diâmetro igual a 3, volume máximo de 200m³, pressão de 1,5 bar e que operando ainda nos limites de volume máximo de 90% e de mínimo 15%. A mão-de-obra foi deixada com o valor padrão do simulador, de 1 homem*hora/hora e o tempo total de operação foi ajustado para 7,5 horas.

5.2.5 Planejamento do tempo para os processos em batelada

O agendamento (*scheduling*) dos processos 1 e 2 são mostrado no Apêndice 2 deste trabalho.

5.2.6 Avaliação econômica preliminar

A viabilidade técnica de um processo é uma das etapas mais importantes para se conhecer a viabilidade de um processo industrial. Desta forma, a análise econômica deve sempre estar aliada a análise técnica do processo. Entretanto é importante ressaltar que, neste trabalho, foi realizada uma análise preliminar de custo.

A análise econômica de um processo mede os custos envolvidos em todas as etapas do projeto, como pode-se citar os itens variáveis: matérias-primas, mão-de-obra e utilidades; e como pode-se citar os itens fixos: depreciação e manutenção.

Para o financiamento da operacionalização de uma fábrica é importante verificar o capital necessário para o investimento das instalações, denominado de *capital de investimento fixo*; e o capital necessário para o funcionamento da planta, denominado de *capital de trabalho*. O capital de investimento fixo corresponde ao custo necessário para a compra de equipamentos da planta, sejam os principais e também os auxiliares. Já o capital de trabalho corresponde ao custo de pessoal, matéria-prima, suprimentos em estoque e etc.

A margem bruta é um indicador econômico definido pela receita adquirida com as vendas dos produtos menos o custo total de fabricação destes produtos. A margem bruta deve apresentar valor positivo para que o projeto tenha chance de agregar valor ao investidor, porém não está relacionado a rentabilidade do projeto. Na margem bruta já estão descontados os impostos referentes ao lucro e somada a depreciação do capital.

O valor presente líquido (NPV) é um indicador econômico que mede o valor agregado a um investidor pelo seu investimento. Se o NPV for um valor positivo indica que o investimento agrega valor a um investidor, já se for valor negativo indica que o investimento faz o investidor perder o valor investido no projeto. Além disso, quando o NPV der valor negativo não quer dizer que o investimento não possa gerar lucro futuramente, mas sim que não é vantajoso investir no empreendimento.

O tempo de retorno do investimento da planta é importante para conhecer qual o tempo necessário para que o investimento aplicado seja capaz de gerar um lucro igual ao investimento do empreendimento. Entretanto, esse tempo não leva em consideração a inflação e a desvalorização da moeda ao longo do tempo.

O conhecimento da rentabilidade do investimento aplicado na planta pode ser avaliado com o *retorno do investimento* também chamado de lucro líquido. O retorno do investimento é definido como o lucro bruto e o valor da depreciação menos o custo do produto e dos impostos, dividido pelo investimento total da planta.

Conforme citado anteriormente, para facilitar os cálculos, considerando que a levedura *Kluyveromyces* não é comercializada e o preço da mesma é fornecido por cepa dificultando assim a quantificação em kg, assim foi considerado o mesmo preço/kg para ambas as leveduras.

A Tabela 8 mostra os preços das matérias-primas, produto e subproduto. Além disso, no capítulo seguinte serão analisados os resultados obtidos mediante a aplicação da metodologia descrita.

Tabela 8 – Preços das matérias-primas, produto e subproduto.

	Soro	Lev.1(Saccharomyces) Lev.2 (Kluyveromyces)	Lactase	Proteína em pó	ácido sulfúrico	Etanol combustível
Preço em £ (GBP) Taxa de câmbio (1GBP=3,18BRL)	-	-	£14,00/100mL	-	-	-
Preço em US\$ (USD) Taxa de câmbio (1USD=2,05BRL)	US\$1,12/kg	1) US\$760,00/ton =US\$0,76/kg 2) US\$300,00/cepa	US\$21,7/100mL= US\$217,00/1litro= US\$180,8/kg	US\$75,00/kg	US\$230,00/ton=U S\$0,23/kg	US\$0,98/litro= US\$1,01/kg
Preço em R\$ (BRL)	R\$2,30/kg	R\$1.558,00/ton	R\$44,52/100mL	R\$153,75/kg	R\$575,00/ton	R\$2,00/litro
Densidades	1030g/l	1562g/l	1,2g/mL= 1200g/l	1050g/l	1,84g/cm3= 1840g/l	0,79g/cm3= 790g/l
Referência/Fornecedor	Understanding Dairy Markets	Cangzhou Huayou	Jurado (et al., 2002), Lactozym®	-	-	-
Dados alimentados no simulador	US\$1,12/kg	1) US\$0,76/kg 2) US\$300,00/cepa	US\$180,8/kg	US\$75,00/kg	US\$0,23/kg	US\$1,01/kg

Fonte: Elaboração Própria a partir das referências citadas.

Capítulo 6

Resultados e Discussões

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos na simulação e as discussões pertinentes da pesquisa. As simulações foram realizadas considerando 2 (dois) processos em batelada e 2 (dois) em contínuo. Os resultados encontrados apontam relevantes perspectivas de produção de etanol a partir do soro de queijo, um resíduo da indústria de laticínios.

Vale ressaltar que os valores apresentados neste capítulo são exclusivamente para a segunda batelada, tendo em vista a presença do reciclo de células, os resultados variam de batelada para batelada. Já nos processos em contínuo, esta variação dos resultados não ocorre devido a ausência do reciclo de células.

A carga de leveduras considerada foi de 2,6 toneladas, quantidade calculada considerando a massa molecular da levedura igual da água e a estequiometria da reação. Esse ajuste foi necessário porque a quantidade anteriormente considerada, que era de 0,04 toneladas, não era suficiente para que a simulação fosse realizada. Desta forma, pela limitação observada no simulador quando se trata de massa molecular de biomassas, foi necessário fazer o ajuste citado. Ressalte-se que o simulador, no que tange à biomassa, não trabalha com muito rigor.

Além disso, é importante citar que para os processos 2 e 4, especificamente na seção 3, foi considerada enzima imobilizada antes da primeira corrente ser adicionada. Isso foi necessário porque quando considerada uma corrente de entrada individual para as enzimas, como feito anteriormente, causava erros durante as simulações. Desta forma, para o processo 2 foi considerado 0,02 tonelada de enzimas, enquanto que para o processo 4 foi considerado 0,04 tonelada. Depois de realizadas as simulações com os equipamentos propostos, correntes estabelecidas, balanços realizados, chegou-se aos fluxogramas 1 ao 4, conforme mostrado no Apêndice 1.

Na abordagem deste trabalho de pesquisa, buscou-se inicialmente verificar a viabilidade técnica das plantas propostas e por último foi feita uma análise econômica a fim de verificar se os processos sugeridos são viáveis economicamente. Vale ressaltar que em nenhum momento buscou-se como prioridade a avaliação econômica, sendo esta apresentada neste trabalho como uma complementação da simulação.

Chama-se a atenção, mais uma vez, para o fato de que todos os códigos citados dos equipamentos, correntes e demais componentes das plantas podem ser visualizados nos próprios fluxogramas gerais no Apêndice 1 e também neste capítulo.

A Tabela 9 mostra a variação dos volumes nos reatores e tanques de reciclo, bem como as concentrações de biomassa microbiana dentro dos reatores. Buscou-se as concentrações de células na faixa de 10-20 g.L⁻¹ nas dornas e 50-100 g.L⁻¹ nos tanques de ajuste, porém esta condição só foi satisfeita a partir da quarta batelada e em se tratando dos processos em contínuo, em nenhum momento estas condições foram atingidas.

Tabela 9- Valores de volume e concentração de células nos processos.

	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4
Etapa de Hidrólise				
Volume máx reator (m³)	Não se aplica	300	Não se aplica	300
Volume real reator (m³)		243,4		243,2
Volume de trabalho (m³)		218,8		218,9
% volume permissível reator		90		90
Etapa de Fermentação				
Volume máx dorna (m³)	300	300	1200	1200
Volume real dorna (m³)	155,4	153,9	13,4	11,6
Volume de trabalho (m³)	136,5	137,9	12	10,4
% volume permissível dorna	90	90	90	90
[células] g/l na dorna (faixa de 10-20g/l)	8,78	8,6	5,6	5,4
Etapa de Tratamento Ácido				
Volume máx tanque ajuste (20% do volume da dorna) (m3)	60	60	Não se aplica	Não se aplica
Volume real tanque ajuste (10-20% do volume da dorna)(m3)	27,1	23		
Volume de trabalho (m³)	20,9	20,6		
% volume permissível tanque de ajuste	77	90		
[células] g/l no tanque ajuste (faixa de 50-100g/l)	30,6	30,7		

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

6.1 PROCESSOS EM BATELADA

Em ambos os processos conduzidos em batelada, processos 1 e 2, foram considerados uma alimentação de 1000 toneladas de soro de queijo ácido (pH=4), sendo que todos os dados de composição mássica gerados são apresentados em base úmida. Vale ressaltar que todos os dados coletados estão relacionados exclusivamente a segunda batelada, tendo em vista que os valores são diferentes em cada uma das bateladas, devido ao reciclo de células.

Os equipamentos dos processos 1 e 2 conduzidos em batelada foram arranjados de forma a utilizar duas leveduras diferentes, *Kluyveromyces* e *Saccharomyces* respectivamente. Desta forma, esses processos se diferenciam basicamente com a inclusão da seção 3 no processo 2, já que esta seção é exclusiva para a realização da hidrólise enzimática. Desta forma, o processo 1 não apresentou seção 3, conforme citado anteriormente.

Cabe notar que em função do porte das plantas e do planejamento de horários, conseguiu-se realizar 59 bateladas/ano para o processo 1, com um tempo de 145,75h para cada batelada e uma produção de 1127 toneladas/ano de etanol. No processo 2 conseguiu-se realizar 56 bateladas/ano, com um tempo de 155,75h e produção de 538 toneladas/ano de etanol.

6.1.1 Rendimentos

Os rendimentos dos principais equipamentos são apresentados na Tabela 10. O processo 1 apresentou maior produção de etanol do que o processo 2. No processo 1 produziu-se 21 toneladas de etanol por cada batelada, enquanto que no processo 2, somente 10,5 toneladas. Entretanto esses valores já eram esperados, pois a levedura *Saccharomyces* usa como substrato somente a glicose, sendo esse presente no meio reacional em 50% da quantidade de lactose considerada na alimentação.

Tabela 10- Rendimentos dos processos 1 e 2.

Processo	Equipamento	Entrada (toneladas)	Saída (toneladas)	Rendimento (%)
1	Membrana UF-101	50 ton lactose	40,4 ton lactose permeado	(sai/entra)=80,8
	Membrana UF-102	9,5 ton lactose	8,0 ton lactose permeado	(sai/entra)=84,2
	Membrana RO-101	902 ton água	475 ton água permeado	(sai/entra)=52,7
	Fermentadores P-14/P-15/P-16/P-17	48,5 ton lactose	26 ton etanol	(real/teórico)=96
	Centrífuga P-34	331,8 ton levedura	331,8 ton biomassa	(sai/entra)=100
	Destilador P-44	26 ton etanol	22 ton etanol	(sai/entra)=84,6
	Destilador P-46	22 ton etanol	21 ton etanol	(sai/entra)=95,5
	Global	50 ton lactose	21 ton etanol	100
2	Membrana UF-101	50 ton lactose	40,4 ton lactose permeado	(sai/entra)=80,8
	Membrana UF-102	9,5 ton lactose	8,0 ton lactose permeado	(sai/entra)=84,2
	Membrana RO-101	902 ton água	475 ton água permeado	(sai/entra)=52,7
	Reator P-12	48,5 ton lactose	25,5 ton glicose	(real/teórico)=97
	Fermentadores P-15/P-16/P-17/P-18	25,5 ton glicose	13 ton etanol	(real/teórico)=96,3
	Centrífuga P-34	5,2 ton levedura	5,2 ton levedura	(sai/entra)=100
	Destilador P-44	13 ton etanol	11 ton etanol	(sai/entra)=84,6
	Destilador P-46	11 ton etanol	10,5 ton etanol	(sai/entra)=95,5
	Global	50 ton lactose	10,5 ton etanol	100

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

6.1.2 Balanços de massa e correntes

As quantidades em massa das principais entradas e saídas das seções são mostradas nas Tabelas 11 a 25. Todas estas correntes foram geradas após todas as simulações, sendo apresentados inclusive os dados de temperatura, volume e pressão nas linhas.

Tabela 11- Resultados de correntes do processo 1/Seção 1.

Seção 1	Processo 1							
Correntes	S-101	S-103	S-104	S-105	S-107	S-108	S-109	S-118
m (ton)	1000.00	800.16	199.83	160.03	960.19	480.09	39.80	480.09
T (°C)	25.00	25.20	25.20	25.39	25.24	25.35	25.39	25.35
P (bar)	1.013	2.013	2.013	2.013	3.013	3.013	2.013	3.013
V (m ³)	880.76	729.81	182.45	145.97	875.78	437.91	36.49	437.91
m (ton)	1000.00	800.16	199.83	160.03	960.19	480.09	39.80	480.09
bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	4.00	0.00	4.00	0.00	0.00	0.00	4.00	0.00
lactose	50.00	40.41	9.58	8.08	48.49	0.00	1.50	48.49
proteínas	6.00	0.00	6.00	0.00	0.00	0.00	6.00	0.00
sais	10.00	8.08	1.91	1.61	9.69	5.10	0.30	4.59
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	930.00	751.66	178.33	150.33	902.00	474.99	27.99	427.01
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 12- Resultados de correntes do processo 1/Seção 2.

Seção 2	Processo 1							
Correntes	S-111	S-112	S-113	S-114	S-115	S-117	DS-101	DS-102
m (ton)	39.80	167.98	139.98	139.98	11.80	11.80	11.80	23.61
T (°C)	25.39	70.00	25.00	40.00	70.00	70.00	25.00	47.50
P (bar)	1.013	1.013	1.013	6.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	35.05	0.00	107691.53	19055.37	10.98	10.98	10.76	21.82
m (ton)	39.80	167.98	139.98	139.98	11.80	11.80	11.80	23.61
bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	11.80	11.80
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	4.00	0.00	0.00	0.00	4.00	4.00	0.00	4.00
lactose	1.50	0.00	0.00	0.00	1.50	1.50	0.00	1.50
proteína	6.00	0.00	0.00	0.00	6.00	6.00	0.00	6.00
sais	0.30	0.00	0.00	0.00	0.30	0.30	0.00	0.30
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	27.99	27.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ar	0.00	139.98	139.98	139.98	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 13- Resultados de correntes do processo 1/Seção 4.1.

Seção 4	Processo 1							
Correntes	S-119	S-120	S-121	S-126	S-127	S-128	S-129	S-130
m (ton)	561,30	2.60	653.54	153.17	153.17	153.17	153.17	554.88
T (°C)	20.00	25.00	29.68	28.49	28.49	28.49	28.49	25.00
P (bar)	1.013	1.013	1.013	0	0	0	0	1.013
V (m ³)	0.00	2.37	597.05	139.87	139.87	139.87	139.87	426876.94
m (ton)	561,30	2.60	653.54	153.17	153.17	153.17	153.17	554.88
bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	6.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.00	0.00	48.49	12.12	12.12	12.12	12.12	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	0.00	0.00	4.59	1.14	1.14	1.14	1.14	0.00
ácido	0.00	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	0.00	0.00	592.55	138.58	138.58	138.58	138.58	0.00
levedura	0.00	2.60	7.88	1.33	1.33	1.33	1.33	0.00
ar	555.05	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	554.88

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 14- Resultados de correntes do processo 1/Seção 4.2.

Seção 4	Processo 1							
Correntes	S-131	S-132	S-133	S-134	S-135	S-136	S-137	S-138
m (ton)	554.88	554.88	554.88	554.88	554.88	554.88	554.88	561.30
T (°C)	25.00	25.00	25.00	40.00	40.00	40.00	40.00	20.00
P (bar)	1.013	1.013	1.013	6.013	6.013	6.013	6.013	1.013
V (m ³)	426876.94	426876.94	426876.94	426876.94	426876.94	426876.94	426876.94	0.00
m (ton)	554.88	554.88	554.88	554.88	554.88	554.88	554.88	561.30
bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.23
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ar	554.88	554.88	554.88	554.88	554.88	554.88	554.88	555.06

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 15- Resultados de correntes do processo 1/Seção 4.3.

Seção 4	Processo1										
Correntes	S-139	S-140	S-141	S-142	S-143	S-144	S-145	S-146	S-147	S-148	S-150
m (ton)	561.30	561.30	561.30	146.94	146.94	146.94	146.94	561.30	561.30	561.30	587.76
T (°C)	20.00	20.00	20.00	41.94	41.94	41.94	41.94	20.00	20.00	20.00	41.94
P (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	0.00	0.00	0.00	136.53	136.53	136.53	136.53	0.00	0.00	0.00	546.15
m (ton)	561.30	561.30	561.30	146.94	146.94	146.94	146.94	561.30	561.30	561.30	587.76
bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	6.23	6.23	6.23	0.00	0.00	0.00	0.00	6.23	6.23	6.23	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	6.51	6.51	6.51	6.51	0.00	0.00	0.00	26.06
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	0.00	0.00	0.00	1.14	1.14	1.14	1.14	0.00	0.00	0.00	4.59
ácido	0.00	0.00	0.00	0.006	0.006	0.00	0.006	0.00	0.00	0.00	0.02
água	0.00	0.00	0.00	137.95	137.95	137.95	137.95	0.00	0.00	0.00	551.80
levedura	0.00	0.00	0.00	1.32	1.32	1.32	1.32	0.00	0.00	0.00	5.28
ar	555.06	555.06	555.06	0.00	0.00	0.00	0.00	555.06	555.06	555.06	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 16- Resultados de correntes do processo 1/Seção 5.

Seção 5	Processo 1								
Correntes	S-152	S-153	S-154	S-155	S-156	S-157	S-162	S-163	S-164
m (ton)	587.76	416.94	170.82	85.41	85.41	85.41	85.42	85.42	170.84
T (°C)	41.93	41.93	41.93	41.93	41.93	41.93	41.92	41.92	41.92
P (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	0	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	546.14	389.37	156.76	78.38	78.38	78.38	78.38	78.38	156.77
m (ton)	587.76	416.94	170.82	85.41	85.41	85.41	85.42	85.42	170.84
bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	26.06	26.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	4.59	4.59	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ácido	0.02	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	0.02
água	551.80	386.26	165.54	82.77	82.77	82.77	82.77	82.77	165.54
levedura	5.28	0.00	5.28	2.64	2.64	2.64	2.64	2.64	5.28

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 17- Resultados de correntes do processo 1/Seção 6.

Seção 6	Processo1									
Correntes	S-166	S-167	S-168	S-169	S-170	S-171	S-172	S-173	S-174	S-176
m (ton)	416.94	66.72	261.05	261.05	66.72	23.27	43.44	43.44	23.27	23.27
T (°C)	75.58	90.00	100.00	46.93	94.01	90.00	100.00	95.00	35.00	34.98
P (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	395.12	13065.78	2602.81	241.04	13209.79	12375.02	708.84	699.80	26.61	26.61
m (ton)	416.94	66.72	261.05	261.05	66.72	23.27	43.44	43.44	23.27	23.27
bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	26.06	22.15	3.91	3.91	22.15	21.04	1.10	1.10	21.04	21.04
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	4.59	0.00	4.59	4.59	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ácido	0.02	0.00	0.02	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	386.26	44.56	252.55	252.55	44.56	2.23	42.34	42.34	2.23	2.23
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 18- Resultados de correntes do processo 2/Seção 1.

Seção 1	Processo2							
Correntes	S-101	S-103	S-104	S-105	S-107	S-108	S-109	S-118
m (ton)	1000.00	800.41	199.58	160.08	960.50	480.25	39.49	480.25
T (°C)	25.00	25.20	25.20	25.39	25.24	25.35	25.39	25.35
P (bar)	1.013	2.013	2.013	2.013	3.013	3.013	2.013	3.013
V (m ³)	880.76	730.04	182.51	146.01	876.06	438.05	36.50	438.05
m (ton)	1000.00	800.41	199.58	160.08	960.50	480.25	39.49	480.25
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
enzima	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	4.00	0.00	4.00	0.00	0.00	0.00	4.00	0.00
galactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
glicose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	50.00	40.42	9.57	8.08	48.51	0.00	1.48	48.51
proteína	6.00	0.00	6.0000	0.00	0.00	0.00	6.00	0.00
sais	10.00	8.08	1.91	1.61	9.70	5.10	0.29	4.59
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	930.00	751.90	178.09	150.38	902.28	475.14	27.71	427.14
levedura	0.00	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 19- Resultados de correntes do processo 2/Seção 2.

Seção 2	Processo2							
Correntes	S-111	S-112	S-113	S-114	S-115	S-117	DS-101	DS-102
m (ton)	39.49	166.27	138.55	138.55	11.78	11.78	11.78	23.57
T (°C)	25.39	70.00	25.00	40.00	70.00	70.00	25.00	47.50
P (bar)	1.013	1.013	1.013	6.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	34.78	0.00	106594.26	18861.21	11.34	11.34	10.75	22.12
m (ton)	39.49	166.27	138.55	138.55	11.78	11.78	11.78	23.57
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	11.78	11.78
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
enzima	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	4.00	0.00	0.00	0.00	4.00	4.00	0.00	4.00
galactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
glicose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	1.48	0.00	0.00	0.00	1.48	1.48	0.00	1.48
proteína	6.00	0.00	0.00	0.00	6.00	6.00	0.00	6.00
sais	0.29	0.00	0.00	0.00	0.29	0.29	0.00	0.29
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	27.71	27.71	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ar	0.00	138.55	138.55	138.55	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 20- Resultados de correntes do processo 2/Seção 3.

Seção 3	Processo2	
Correntes	S-120	S-121
m (ton)	0.56	480.25
T (°C)	25.00	25.00
P (bar)	1.013	1.013
V (m ³)	0.00	434.44
m (ton)	0.56	480.25
Bags	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00
enzima	0.00	0.02
etanol	0.00	0.00
gordura	0.00	0.00
galactose	0.00	25.50
glicose	0.00	25.53
lactose	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00
sais	0.00	4.59
ácido	0.00	0.00
água	0.00	424.59
levedura	0.00	0.00
ar	0.56	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 21- Resultados de correntes do processo 2/Seção 4.1.

Seção 4	Processo2										
Correntes	S-122	S-123	S-124	S-129	S-130	S-131	S-132	S-133	S-134	S-135	S-136
m (ton)	2.60	0.00	653.70	153.21	153.21	153.21	153.21	3.30	3.30	3.30	3.30
T (°C)	25.00	25.00	28.17	27.82	27.82	27.82	27.82	20.43	20.43	20.43	20.43
P (bar)	1.013	1.013	1.013	0	0	0	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	1.51	0.00	590.72	138.55	138.55	138.55	138.55	0.00	0.00	0.00	0.00
m (ton)	2.60	0.00	653.70	153.21	153.21	153.21	153.21	3.30	3.30	3.30	3.30
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	3.11	3.11	3.11	3.11
enzima	0.00	0.00	0.0227	0.0057	0.0057	0.0057	0.0057	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
galactose	0.00	0.00	25.50	6.37	6.37	6.37	6.37	0.00	0.00	0.00	0.00
glicose	0.00	0.00	25.53	6.38	6.38	6.38	6.38	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	0.00	0.00	4.59	1.14	1.14	1.14	1.14	0.00	0.00	0.00	0.00
ácido	0.00	0.00	0.0161	0.004	0.004	0.004	0.004	0.00	0.00	0.00	0.00
água	0.00	0.00	590.18	137.99	137.99	137.99	137.99	0.00	0.00	0.00	0.00
levedura	2.60	0.00	7.84	1.30	1.30	1.30	1.30	0.00	0.00	0.00	0.00
ar	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.18	0.18	0.18	0.18

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 22- Resultados de correntes do processo 2/Seção 4.2.

Seção 4	Processo2									
Correntes	S-137	S-138	S-139	S-140	S-141	S-142	S-143	S-144	S-145	S-146
m (ton)	3.30	3.30	3.30	3.30	150.09	150.09	150.09	150.09	600.39	600.39
T (°C)	20.43	20.43	20.43	20.43	37.13	37.13	37.13	37.13	37.13	37.13
P (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	2.013
V (m ³)	0.00	0.00	0.00	0.00	137.89	137.89	137.89	137.89	551.56	551.56
m (ton)	3.30	3.30	3.30	3.30	150.09	150.09	150.09	150.09	600.39	600.39
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	3.11	3.11	3.11	3.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
enzima	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0057	0.0057	0.0057	0.0057	0.0227	0.0227
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	3.25	3.25	3.25	3.25	13.03	13.03
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
galactose	0.00	0.00	0.00	0.00	6.37	6.37	6.37	6.37	25.50	25.50
glicose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	0.00	0.00	0.00	0.00	1.14	1.14	1.14	1.14	4.59	4.59
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.004	0.004	0.004	0.004	0.0161	0.0161
água	0.00	0.00	0.00	0.00	137.99	137.99	137.99	137.99	551.97	551.97
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	1.31	1.31	1.31	1.31	5.24	5.24
ar	0.18	0.18	0.18	0.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 23- Resultados de correntes do processo 2/Seção 5.1.

Seção 5	Processo2									
Correntes	S-151	S-152	S-153	S-154	S-156	S-155	S-157	S-158	S-159	S-178
m (ton)	0.00	600.39	429.55	170.83	85.41	85.41	85.41	0.0081	0.0081	0.0081
T (°C)	25.00	37.12	37.12	37.12	37.12	37.12	37.12	25.00	25.00	25.02
P (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	0	1.013	1.013	2.013
V (m ³)	0.00	551.55	396.81	154.74	77.37	77.37	77.37	0.0040	0.0040	0.0040
m (ton)	0.00	600.39	429.55	170.83	85.41	85.41	85.41	0.0081	0.0081	0.0081
Bags	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
enzima	0.0000	0.0227	0.0227	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.0000	13.03	13.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
galactose	0.0000	25.50	25.50	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
glicose	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	0.0000	4.59	4.59	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ácido	0.0000	0.0161	0.0161	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0081	0.0081	0.0081
água	0.0000	551.97	386.38	165.59	82.79	82.79	82.79	0.00	0.00	0.00
levedura	0.0000	5.24	0.00	5.24	2.62	2.62	2.62	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 24- Resultados de correntes do processo 2/Seção 5.2.

Seção 5	Processo2					
Correntes	S-160	S-179	S-161	S-162	S-163	S-164
m (ton)	0.00	0.0081	0.00	85.42	85.42	170.85
T (°C)	25.00	25.02	25.00	37.12	37.12	37.12
P (bar)	1.013	2.013	1.013	1.013	0	0
V (m ³)	0.00	0.0040	0.00	77.37	77.37	154.75
m (ton)	0.00	0.0081	0.00	85.42	85.42	170.85
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
enzima	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
galactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
glicose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
lactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
sais	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
ácido	0.00	0.0081	0.00	0.0081	0.0081	0.0161
água	0.00	0.00	0.00	82.79	82.79	165.59
levedura	0.00	0.00	0.00	2.62	2.62	5.24

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 25- Resultados de correntes do processo 2/Seção 6.

Seção 6	Processo2										
Correntes	S-166	S-167	S-168	S-169	S-170	S-171	S-172	S-173	S-174	S-175	S-176
m (ton)	429.55	55.66	284.71	284.71	55.66	12.75	42.90	42.90	12.75	0.00	12.75
T (°C)	74.68	90.00	100.00	42.12	94.35	90.00	100.00	95.00	25.00	25.00	25.00
P (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	402.85	6555.78	1446.37	261.80	6633.85	6190.50	374.39	369.83	14.18	0.00	14.18
m (ton)	429.55	55.66	284.71	284.71	55.66	12.75	42.90	42.90	12.75	0.00	12.75
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
enzima	0.0227	0.00	0.0227	0.0227	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	13.03	11.08	1.95	1.95	11.08	10.52	0.55	0.55	10.52	0.00	10.52
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
galactose	25.50	0.00	25.50	25.50	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
glicose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	4.59	0.00	4.59	4.59	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ácido	0.0161	0.00	0.00	0.0161	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	386.37	44.58	252.63	252.63	44.58	2.22	42.35	42.35	2.22	0.00	2.22
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

6.1.3 Lista de equipamentos

A lista de equipamentos é mostrada na Tabela 26.

Tabela 26- Lista de equipamentos dos processos 1 e 2.

Lista de equipamentos “(continua)”					
Processo	Seção	TAG	tipo	Condições operacionais reais	Custo (US\$/unidade)
1	1	P-2/UF-101	ultrafiltração	79,3 m ²	134716
		P-3/UF-102	ultrafiltração	72,9 m ²	130300
		P-6/RO-101	osmose inversa	78,2 m ²	20015
		P-1/DP-101	Bomba de diafragma	72,4 kW	37414
		P-5/DP-102	Bomba de diafragma	74,7 kW	27289
		P-4/MX-101	misturador de fluxo	580 ton/h	0
	2	P-7/V-101	tanque de estocagem	40,5 m ³	63967
		P-8/SDR-101	secador	8,4 ton evap/h	269807
		P-9/G-101	compressor de gás	1589,3 kW	943080
		P-10/SL-101	silo	14 m ³	70558
		P-11/FL-101	envasador	1,8 bag/min	0
	4	P-12/V-102	tanque de mistura	165,8 m ³	595260
		P-14/V-103	fermentador	155,4 m ³	2010776
		P-15/V-104	fermentador	155,4 m ³	2010776
		P-16/V-105	fermentador	155,4 m ³	2010776
		P-17/V-106	fermentador	155,4 m ³	2010776
		P-22/G-102	compressor de gás	1702,77 kW	1005547
		P-23/G-103	compressor de gás	1702,77 kW	1005547
		P-24/G-104	compressor de gás	1702,77 kW	1005547
		P-25/G-105	compressor de gás	1702,77 kW	1005547
P-26/AF-101	Filtro de ar	3,2 m ³ /s	44938		

Lista de equipamentos “(continuação)”					
Processo	Seção	TAG	tipo	Condições operacionais reais	Custo (US\$/unidade)
1	4	P-27/AF-102	Filtro de ar	3,2 m ³ /s	44938
		P-28/AF-103	Filtro de ar	3,2 m ³ /s	44938
		P-29/AF-104	Filtro de ar	3,2 m ³ /s	44938
		P-18/GTV-101	válvula gaveta	160,14 cv	509
		P-19/GTV-102	válvula gaveta	160,14 cv	509
		P-20/GTV-103	válvula gaveta	160,14 cv	509
		P-21/GTV-104	válvula gaveta	160,14 cv	509
		P-13/FSP-101	distribuidor de fluxo	555 ton/h	0
		P-30/MX-102	misturador de fluxo	71 ton/h	0
		P-31/DP-103	Bomba de diafragma	2,89 kW	9365
	5	P-33/V-108	tanque de estocagem	202,2 m ³	159053
		P-34/CF-101	centrífuga	36409 L/h	323988
		P-37/V-109	tanque de mistura	27,1 m ³	316849
		P-41/V-110	tanque de mistura	27,1 m ³	316849
		P-39/DP-104	Bomba de diafragma	0 kW	2970
		P-40/DP-105	Bomba de diafragma	0 kW	2970
		P-36/GTV-106	válvula gaveta	23,87 cv	284
		P-35/FSP-102	distribuidor de fluxo	20,6 ton/h	0
	6	P-42/MX-103	misturador de fluxo	20,6 ton/h	0
		P-43/HX-101	Refervedor	5,33 m ²	3086
		P-45/HX-102	Refervedor	0,18 m ²	879
		P-47/HX-103	Condensador	1,4 m ²	1176
		P-44/C-101	Destilador	19 estágios	34935
		P-46/C-102	Destilador	31 estágios	40077

Lista de equipamentos “(continuação)”						
Processo	Seção	TAG	tipo	Condições operacionais reais	Custo (US\$/unidade)	
1	6	P-48/V-111	tanque de estocagem	30 m ³	23813	
2	1	P-2/UF-101	ultrafiltração	79,3 m ²	134733	
		P-3/UF-102	ultrafiltração	73 m ²	130317	
		P-6/RO-101	osmose inversa	78,2 m ²	20019	
		P-1/DP-101	Bomba de diafragma	72,4 kW	37419	
		P-5/DP-102	Bomba de diafragma	34,8 kW	27293	
		P-4/MX-101	misturador de fluxo	580 ton/h	0	
	2	2	P-7/V-101	tanque de estocagem	40,5 m ³	63980
			P-8/SDR-101	secador	8,4 ton evap/h	269309
			P-9/G-101	compressor de gás	1573,10 kW	934141
			P-10/SL-101	silo	14 m ³	70558
			P-11/FL-101	envasador	1,8 bag/min	0
	3	3	P-12/V-102	reator de mistura	243,4 m ³	1186779
	4	4	P-13/V-103	tanque de mistura	164 m ³	592568
			P-15/V-104	fermentador	153,9 m ³	2002382
			P-16/V-105	fermentador	153,9 m ³	2002382
			P-17/V-106	fermentador	153,9 m ³	2002382
			P-18/V-107	fermentador	153,9 m ³	2002382
			P-27/AF-101	Filtro de ar	0,04 m ³ /s	6981
			P-28/AF-102	Filtro de ar	0,04 m ³ /s	6981
			P-29/AF-103	Filtro de ar	0,04 m ³ /s	6981
P-30/AF-104			Filtro de ar	0,04 m ³ /s	6981	
P-19/GTV-101			válvula gaveta	159,4 cv	508	
P-20/GTV-102	válvula gaveta	159,4 cv	508			

Lista de equipamentos “(continuação)”					
Processo	Seção	TAG	tipo	Condições operacionais reais	Custo (US\$/unidade)
2	4	P-21/GTV-103	válvula gaveta	159,4cv	508
		P-22/GTV-104	válvula gaveta	1268,3cv	1696
		P-14/FSP-101	distribuidor de fluxo	555 ton /h	0
		P-31/MX-102	misturador de fluxo	73 ton/h	0
		P-32/DP-103	Bomba de diafragma	2,90 kW	9405
	5	P-33/V-108	tanque de estocagem	204,2 m ³	162237
		P-34/CF-101	centrífuga	36770,65 L/h	323988
		P-37/V-109	tanque de mistura	22,9 m ³	303164
		P-41/V-110	tanque de mistura	22,9 m ³	303164
		P-39/DP-104	Bomba de diafragma	0 kW	2970
		P-40/DP-105	Bomba de diafragma	0 kW	2970
		P-36/GTV-106	válvula gaveta	23,72 cv	284
		P-35/FSP-102	distribuidor de fluxo	20,6 ton/h	0
		P-42/MX-103	misturador de fluxo	20,6 ton/h	0
	6	P-43/HX-101	Refervedor	5,4 m ²	3117
		P-45/HX-102	Refervedor	0,18 m ²	879
		P-47/HX-103	Condensador	1,18 m ²	997
		P-44/C-101	Destilador	19 estágios	34016
		P-46/C-102	Destilador	31 estágios	38570
		P-48/V-111	tanque de estocagem	2,2 m ³	15985

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

6.1.4 Análise econômica preliminar

A análise econômica foi realizada pelo simulador, com base nos dados nele inseridos. Alguns valores não podem ser calculados devido à falta de valores de fluxo de caixa que possibilitam seu cálculo. Todos os valores monetários são referentes ao ano de 2012, ano de referência dos dados obtidos.

No investimento total de capital estão incluídos o capital fixo direto e o indireto. O capital direto está relacionado ao custo dos equipamentos, instalação, tubulação, edifícios, instalações elétricas e etc. Enquanto que o capital fixo indireto está relacionado ao custo com a construção, engenharia, contingente e etc. Já no custo operacional estão incluídos as matérias-primas, mão-de-obra, utilidades, laboratórios e etc. Na Tabela 27 mostra a síntese dos principais indicadores econômicos considerando sem qualquer custo para o soro de queijo. Vale ressaltar que foi importante desconsiderar o preço do soro, já que o custo da matéria-prima dá um impacto econômico expressivo no investimento total de capital dos projetos.

Tabela 27- Principais indicadores econômicos dos processos 1 e 2.

Projeto da Planta	Processo 1	Processo 2
Investimento total de capital (US\$)	229.834.000	170.755.000
Custo Operacional (US\$) /ano	44.357.000	32.333.000
Custo de produção unitário (US\$) / kg etanol	39,37	60,45
Taxa de produção etanol (kg/ano)	1.126.669	534.859
Receita Total (US\$) /ano	1.732.000	1.104.000
Margem Bruta (%)	-2.460.53	-2.829.42
Retorno do Investimento (%)	-9,51	-9,25
Tempo de Retorno (anos)	135	135
NPV - Valor presente líquido (a 7%)	-533.112.000	-392.889.000

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Os resultados obtidos para ambos os processos conduzidos em batelada revela resultados interessantes. O primeiro deles é o capital de investimento para a construção das plantas. A construção da planta 1 apresenta um investimento de 35% a mais do investimento atribuído à planta 2. Outro ponto interessante é o custo operacional das plantas em relação à produção unitária, os resultados mostram que o processo 1 apresentou maior custo operacional porém um menor custo unitário/kg etanol produzido do que o processo 2.

Não se pode desprezar a significativa diferença de produção de etanol entre os dois processos citados. O processo 1 produziu 50% a mais de etanol do que o processo 2, tendo em vista o tipo de levedura utilizada. Isso resultou, conforme os resultados, em uma taxa de produção anual de etanol de 1.127 toneladas para o processo 1, enquanto que para o processo 2 foram apenas 535 toneladas.

O tempo de retorno dos investimentos revelou um valor não atrativo para a indústria química de 135 anos, que para ser atrativo necessita de em torno de 10 anos. Já em relação aos valores de receita de ambos os processos, os resultados mostram que o processo 1 apresenta uma receita total de 56% a mais que o processo 2, isso seria um ótimo resultado, porém olhando para os valores de investimentos das plantas percebe-se claramente que esta diferença não agrega no todo para a viabilidade econômica dos processos.

Além disso, verificando os resultados de margem bruta, o retorno de investimento e o NPV, revelam que o investimento aplicado em ambas as plantas não é vantajoso e também não traz rentabilidade ao investidor.

A Figura 32(a) mostra o custo de ambos os processos em função da cada uma das seções encontradas nas plantas, considerando que o investidor terá que comprar o soro a um preço de US\$1,12. Já a Figura 32 (b) desconsidera o custo da matéria-prima.

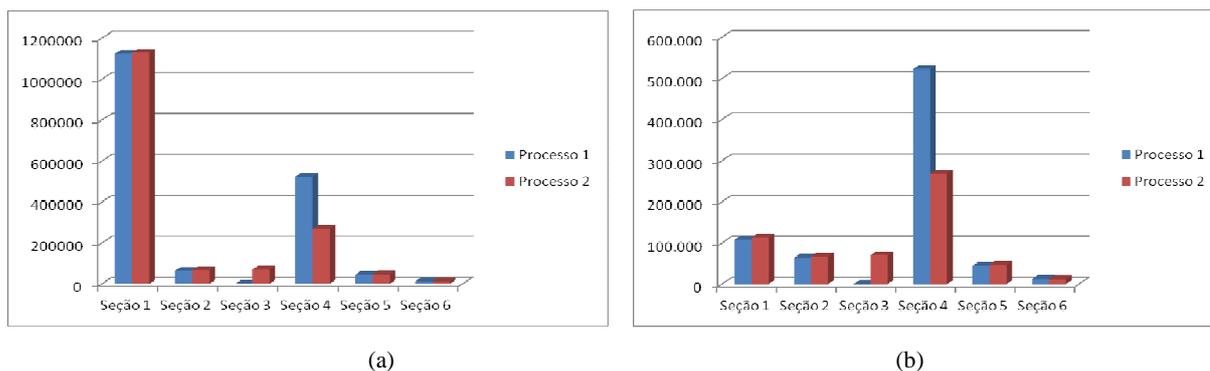


Figura 32 – Custo itemizado por seção (US\$/batelada). (a) Considerando o custo do soro (b) Considerando o soro sem custo.

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Durante as análises dos resultados foi observada a importância de considerar também os gráficos com o custo do soro. Entretanto, considerando o estudo de LENCASTRE (2012), os laticínios do Estado do Rio de Janeiro doam o soro de queijo. Desta forma, o custo do soro, considerando a realidade desse Estado, é zero. Porém, buscou-se analisar os gráficos considerando o preço de US\$1,12 do resíduo na medida em que os resíduos industriais brasileiros de uma forma geral, quando conhecida a forma de reaproveitamento, geram receita para as empresas, ou seja, os resíduos podem ser reaproveitados em outros processos produtivos. É importante citar neste momento que no contexto atual brasileiro, o soro de queijo ainda é desvalorizado e por isso é doado porque suas alternativas de aproveitamento até o momento não despertaram para a real importância do soro.

A Figura 32 mostra que a seção 1, destinada à separação da lactose do soro, contribui significativamente para o custo total de ambas as plantas, porém se considerarmos que o investidor é dono do soro, ou seja, ele já obtém uma fábrica de produção de queijo ou até mesmo ganha o soro de um produtor, sendo assim ele não precisaria comprar o resíduo.

Já na Figura 32(b) mostra que a seção 1 passa a não mais ser responsável pelo custo final do processo, mas sim a seção 4. Isto indica que o grande responsável pelo custo final na seção 1 não era o custo da membrana, mas sim o do soro.

Os relatórios de custos gerados da simulação revelam os resultados em avaliações diferentes, ora em \$/batelada, ora em \$/kg de produto principal e ora em \$/ano, porém aqui buscou-se uma abordagem mais específica dependendo do tipo de condução do processo. Logo nas bateladas, por exemplo, foi feita a avaliação por seções, itemização dos principais custos e principais indicadores econômicos. Já na avaliação geral de todos os processos, buscou-se avaliar a produção por ano.

Nos relatórios itemizados foram mostrados os itens de importância para o processo como, por exemplo, custo com matérias-primas, mão-de-obra, utilidades, laboratórios, consumíveis e facilidades. Os consumíveis estão relacionados com a substituição de filtros, cartuchos de filtros, membranas e etc. As facilidades estão relacionadas com o custo dos equipamentos e das instalações dentro do *site*.

A Figura 33 mostra a variação do custo por seção em cada um dos processos de forma itemizada e observa-se que os custos com equipamentos são os que apresentam maior importância para o custo final dos processos.

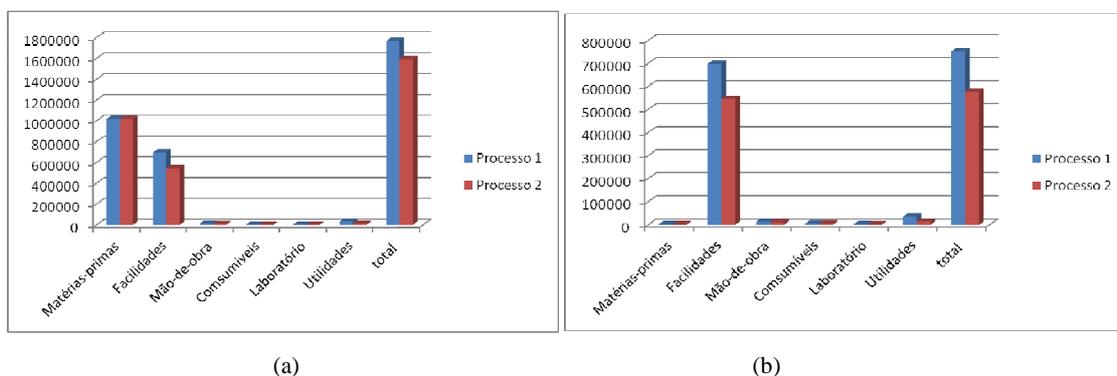


Figura 33 – Custo itemizado nos processos 1 e 2 (US\$/batelada). (a) Considerando o custo do soro (b) Considerando o soro sem custo.

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

A Figura 33 (a) mostra o custo itemizado considerando o custo do soro, onde o custo com matéria-prima e equipamentos são os que têm maior representatividade sobre o custo total de ambos os processos. Entretanto, na Figura 33 (b) mostra o custo itemizado desconsiderando o custo do soro, onde o custo com equipamentos teve maior

representatividade sobre o custo final de ambos os processos. Vale lembrar que os relatórios de custo podem ser verificados no Apêndice 2 deste trabalho.

6.2 PROCESSOS CONTÍNUOS

Em ambos os processos conduzidos em contínuo, processos 3 e 4, foram considerados uma alimentação de 1000 toneladas de soro de queijo ácido (pH=4), sendo todos os dados de composição mássica gerados são apresentados em base úmida. Importante citar que nos processos em contínuo não há reciclo de células.

Os equipamentos dos processos 3 e 4 conduzidos em contínuo foram arranjados de forma a utilizar duas leveduras diferentes, *Kluyveromyces* e *Saccharomyces* respectivamente. Desta forma, esses processos se diferenciam basicamente com a inclusão da seção 3 no processo 4, já que esta seção é exclusiva para a realização da hidrólise enzimática. Desta forma, o processo 3 não apresentou seção 3, conforme citado anteriormente.

Os tempos de residência durante a fermentação no processo 3 é de 0,0275 hora e no processo 4 é de 0,0241 hora. Já a hidrólise no processo 4 ocorre em 1 hora.

Cabe notar que em função do porte das plantas conseguiu-se uma operação do processo 3 de 330 dias/ano e uma produção anual de 140 mil toneladas/ano de etanol. No processo 4 conseguiu-se uma operação de 330 dias/ano e uma produção de 69 mil toneladas/ano de etanol.

6.2.1 Rendimentos

Os rendimentos dos principais equipamentos são apresentados na Tabela 28. O processo 3 apresentou maior produção de etanol do que o processo 4. No processo 3 produziu-se 19,5 toneladas de etanol, enquanto que no processo 4, somente 9,6 toneladas.

Tabela 28- Rendimento dos processos 3 e 4.

Processo	Equipamento	Entrada (toneladas)	Saída (toneladas)	Rendimento (%)
3	Membrana UF-101	50 ton lactose	40,4 ton lactose permeado	(sai/entra)=80,8
	Membrana UF-102	9,5 ton lactose	8,0 ton lactose permeado	(sai/entra)=84,2
	Membrana RO-101	902 ton água	475 ton água permeado	(sai/entra)=52,7
	Fermentadores P-14	48,5 ton lactose	24 ton etanol	(real/teórico)= 24/27=89
	Centrífuga P-34	2,6 ton levedura	2,6 ton levedura	(sai/entra)=100
	Destilador P-44	24 ton etanol	20,6 ton etanol	(sai/entra)=85,8
	Destilador P-46	20,6 ton etanol	19,5 ton etanol	(sai/entra)=94,6
	Global	50 ton lactose	19,5 ton etanol	93,4
4	Membrana UF-101	50 ton lactose	40,4 ton lactose permeado	(sai/entra)=80,8
	Membrana UF-102	9,5 ton lactose	8,0 ton lactose permeado	(sai/entra)=84,2
	Membrana RO-101	902 ton água	475 ton água permeado	(sai/entra)=52,7
	Reator P-12	48,5 ton lactose	0,11 ton lactose e 25,4 ton glicose	(real/teórico)= 25,4/26,3=96,6
	Fermentadores P-15	25,4 ton glicose	2 ton glicose 11,9 ton etanol	(real/teórico)= 11,9/13,5=88
	Centrífuga P-34	2,6 ton levedura	2,6 ton levedura	(sai/entra)=100
	Destilador P-44	11,6 ton etanol	10 ton etanol	(sai/entra)=86,2
	Destilador P-46	10 ton etanol	9,6 ton etanol	(sai/entra)=96
	Global	50 ton lactose	9,6 ton etanol	99

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

6.2.2 Balanços de massa e correntes

As quantidades em massa das principais entradas e saídas das seções são mostradas nas Tabelas 29 a 39. Todas estas correntes foram geradas após todas as simulações, sendo apresentados inclusive os dados de temperatura, volume e pressão nas linhas.

Tabela 29- Resultados de correntes do processo 3/Seção 1.

Seção 1	Processo3							
Correntes	S-101	S-103	S-104	S-105	S-107	S-108	S-109	S-118
m (ton)	1000.00	800.16	199.83	160.03	960.19	480.09	39.80	480.09
T (°C)	25.00	25.20	25.20	25.39	25.24	25.35	25.39	25.35
P (bar)	1.013	2.013	2.013	2.013	3.013	3.013	2.013	3.013
V (m ³)	880.76	729.81	182.45	145.97	875.78	437.91	36.49	437.91
m (ton)	1000.00	800.16	199.83	160.03	960.19	480.09	39.80	480.09
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	4.00	0.00	4.00	0.00	0.00	0.00	4.00	0.00
lactose	50.00	40.41	9.58	8.08	48.49	0.00	1.50	48.49
proteína	6.00	0.00	6.00	0.00	0.00	0.00	6.00	0.00
sais	10.00	8.08	1.91	1.61	9.69	5.10	0.30	4.59
água	930.00	751.66	178.33	150.33	902.00	474.99	27.99	427.01
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 30- Resultados de correntes do processo 3/Seção 2.

Seção 2	Processo3							
Correntes	S-111	S-112	S-113	S-114	S-115	S-117	DS-101	DS-102
m (ton)	39.80	167.98	139.98	139.98	11.80	11.80	11.80	23.61
T (°C)	25.39	70.00	25.00	40.00	70.00	70.00	25.00	47.50
P (bar)	1.013	1.013	1.013	6.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	35.05	0.00	107691.53	19055.37	10.98	10.98	10.76	21.82
m (ton)	39.80	167.98	139.98	139.98	11.80	11.80	11.80	23.61
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	11.80	11.80
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	4.00	0.00	0.00	0.00	4.00	4.00	0.00	4.00
lactose	1.50	0.00	0.00	0.00	1.50	1.50	0.00	1.50
proteína	6.00	0.00	0.00	0.00	6.00	6.00	0.00	6.00
sais	0.30	0.00	0.00	0.00	0.30	0.30	0.00	0.30
água	27.99	27.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ar	0.00	139.98	139.98	139.98	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 31- Resultados de correntes do processo 3/Seção 4.

Seção 4	Processo3							
Correntes	S-119	S-122	S-123	S-124	S-125	S-126	S-127	S-149
m (ton)	2.60	480.09	2.65	2.65	25.85	25.85	459.50	459.50
T (°C)	25.00	25.35	25.00	40.00	20.00	20.00	43.00	43.01
P (bar)	1.013	2.000	1.013	6.013	1.013	1.013	1.013	2.013
V (m ³)	2.29	437.91	2046.25	362.07	0.00	0.00	427.27	427.27
m (ton)	2.6	480.09	2.65	2.65	25.85	25.85	459.50	459.50
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	23.19	23.19	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	24.24	24.24
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.00	48.49	0.00	0.00	0.00	0.00	3.38	3.38
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	0.00	4.59	0.00	0.00	0.00	0.00	4.59	4.59
água	0.00	427.01	0.00	0.00	0.00	0.00	424.63	424.63
levedura	2.6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.63	2.63
ar	0.00	0.00	2.65	2.65	2.65	2.65	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 32- Resultados de correntes do processo 3/Seção 5.

Seção 5	Processo3		
Correntes	S-152	S-153	S-154
m (ton)	459.50	329.47	130.03
T (°C)	43.01	43.01	43.01
P (bar)	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	427.28	308.79	118.48
m (ton)	459.50	329.47	130.03
Bags	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00
etanol	24.24	24.24	0.00
gordura	0.00	0.00	0.00
lactose	3.38	3.38	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00
sais	4.59	4.59	0.00
água	424.64	297.24	127.39
levedura	2.63	0.00	2.63

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 33- Resultados de correntes do processo 3/Seção 6.

Seção 6	Processo3									
Correntes	S-166	S-167	S-168	S-169	S-170	S-171	S-172	S-173	S-174	S-176
m (ton)	329.47	65.19	264.27	264.27	65.19	21.81	43.38	43.38	21.81	21.81
T (°C)	85.47	90.00	100.00	48.01	94.06	90.00	100.00	95.00	25.00	25.00
P (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	14360.33	12157.03	2441.30	244.03	12292.46	11511.69	662.17	653.75	24.63	24.63
m (ton)	329.47	65.19	264.27	264.27	65.19	21.81	43.38	43.38	21.81	21.81
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	24.24	20.61	3.63	3.63	20.61	19.58	1.03	1.03	19.58	19.58
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	3.38	0.00	3.38	3.38	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	4.59	0.00	4.59	4.59	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	297.24	44.58	252.66	252.66	44.58	2.22	42.35	42.35	2.22	2.22
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 34- Resultados de correntes do processo 4/Seção 1.

Seção 1	Processo4							
Correntes	S-101	S-103	S-104	S-105	S-107	S-108	S-109	S-118
m (ton)	1000.00	800.16	199.83	160.03	960.19	480.09	39.80	480.09
T (°C)	25.00	25.20	25.20	25.39	25.24	25.35	25.39	25.35
P (bar)	1.013	2.013	2.013	2.013	3.013	3.013	2.013	3.013
V (m ³)	880.76	729.81	182.45	145.97	875.78	437.91	36.49	437.91
m (ton)	1000.00	800.16	199.83	160.03	960.19	480.09	39.80	480.09
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
enzima	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	4.00	0.00	4.00	0.00	0.00	0.00	4.00	0.00
galactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
glicose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	50.00	40.41	9.58	8.08	48.49	0.00	1.50	48.49
proteína	6.00	0.00	6.00	0.00	0.00	0.00	6.00	0.00
sais	10.00	8.08	1.91	1.61	9.69	5.10	0.30	4.59
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	930.00	751.66	178.33	150.33	902.00	474.99	27.99	427.01
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 35- Resultados de correntes do processo 4/Seção 2.

Seção 2	Processo4							
Correntes	S-111	S-112	S-113	S-114	S-115	S-117	DS-101	DS-102
m (ton)	39.80	167.98	139.98	139.98	11.80	11.80	11.80	23.61
T (°C)	25.39	70.00	25.00	40.00	70.00	70.00	25.00	47.50
P (bar)	1.013	1.013	1.013	6.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	36.05	0.00	107691.53	19055.37	10.98	10.98	10.76	21.82
m (ton)	39.80	167.98	139.98	139.98	11.80	11.80	11.80	23.61
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	11.80	11.80
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
enzima	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
gordura	4.00	0.00	0.00	0.00	4.00	4.00	0.00	4.00
galactose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
glicose	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	1.50	0.00	0.00	0.00	1.50	1.50	0.00	1.50
proteína	6.00	0.00	0.00	0.00	6.00	6.00	0.00	6.00
sais	0.30	0.00	0.00	0.00	0.30	0.30	0.00	0.30
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	27.99	27.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ar	0.00	139.98	139.98	139.98	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 36- Resultados de correntes do processo 4/Seção 3.

Seção 3	Processo4	
Correntes	S-118	S-121
m (ton)	480.09	480.09
T (°C)	25.35	26.24
P (bar)	3.013	3.013
V (m ³)	437.91	434.51
m (ton)	480.09	480.09
Bags	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00
enzima	0.00	0.0424
etanol	0.00	0.00
gordura	0.00	0.00
galactose	0.00	25.44
glicose	0.00	25.44
lactose	48.49	0.11
proteína	0.00	0.00
sais	4.59	4.59
ácido	0.00	0.00
água	427.01	424.46
levedura	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 37- Resultados de correntes do processo 4/Seção 4.

Seção 4	Processo4					
Correntes	S-122	S-123	S-124	S-127	S-128	S-149
m (ton)	480.09	11.45	2.60	11.45	471.24	471.24
T (°C)	26.24	20.00	25.00	20.00	35.00	35.00
P (bar)	2.00	1.013	1.013	1.013	1.013	2.013
V (m ³)	434.51	0.00	1.51	0.00	433.22	433.22
m (ton)	480.09	11.45	2.60	11.45	471.24	471.24
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	11.45	0.00	11.45	0.00	0.00
enzima	0.0424	0.00	0.00	0.00	0.0424	0.0424
etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	11.97	11.97
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
galactose	25.44	0.00	0.00	0.00	25.44	25.44
glicose	25.44	0.00	0.00	0.00	1.99	1.99
lactose	0.11	0.00	0.00	0.00	0.11	0.11
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	4.59	0.00	0.00	0.00	4.59	4.59
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	424.46	0.00	0.00	0.00	424.46	424.46
levedura	0.00	0.00	2.60	0.00	2.62	2.62

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 38- Resultados de correntes do processo 4/Seção 5.

Seção 5	Processo4		
Correntes	S-152	S-153	S-154
m (ton)	471.24	341.28	129.96
T (°C)	35.00	35.00	35.00
P (bar)	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	433.22	315.14	118.08
m (ton)	471.24	341.28	129.96
Bags	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00
enzima	0.0424	0.0424	0.00
etanol	11.97	11.97	0.00
gordura	0.00	0.00	0.00
galactose	25.44	25.44	0.00
glicose	1.99	1.99	0.00
lactose	0.11	0.11	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00
sais	4.59	4.59	0.00
ácido	0.00	0.00	0.00
água	424.46	297.12	127.34
levedura	2.62	0.00	2.62

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Tabela 39- Resultados de correntes do processo 4/Seção 6.

Seção 6	Processo4									
Correntes	S-166	S-167	S-168	S-169	S-170	S-171	S-172	S-173	S-174	S-176
m (ton)	341.28	54.74	286.54	286.54	54.74	11.89	42.84	42.84	11.89	11.89
T (°C)	85.20	90.00	100.00	40.00	94.38	90.00	100.00	95.00	25.00	25.00
P (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
V (m ³)	7250.68	6022.91	1351.35	262.95	6095.10	5684.29	347.00	342.81	13.19	13.19
m (ton)	341.28	54.74	286.54	286.54	54.74	11.89	42.84	42.84	11.89	11.89
Bags	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
enzima	0.0424	0.00	0.0424	0.0424	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
etanol	11.97	10.17	1.79	1.79	10.17	9.66	0.50	0.50	9.66	9.66
gordura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
galactose	25.44	0.00	25.44	25.44	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
glicose	1.99	0.00	1.99	1.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
lactose	0.11	0.00	0.11	0.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
sais	4.59	0.00	4.59	4.59	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ácido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
água	297.12	44.56	252.55	252.55	44.56	2.22	42.34	42.34	2.22	2.22
levedura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

6.2.3 Lista de equipamentos

A lista de equipamentos é mostrada na Tabela 40.

Tabela 40- Lista de equipamentos dos processos 3 e 4.

Lista de equipamentos “(continua)”					
Processo	Seção	TAG	tipo	Condições operacionais reais	Custo (US\$/unidade)
3	1	P-2/UF-101	ultrafiltração	79,3 m ²	134716
		P-3/UF-102	ultrafiltração	79,3 m ²	134720
		P-6/RO-101	osmose inversa	79,3 m ²	20172
		P-1/DP-101	Bomba de diafragma	36,2 kW	27771
		P-5/DP-102	Bomba de diafragma	34,7 kW	27289
		P-4/MX-101	misturador de fluxo	435,5 ton/h	0
	2	P-7/V-101	tanque de estocagem	40,5 m ³	63967
		P-8/SDR-101	secador	25,4 ton evap/h	329038
		P-9/G-101	compressor de gás	2383,95 kW	721698
		P-10/SL-101	silo	14 m ³	70558
		P-11/FL-101	envasador	1,8 bag/min	0
	4	P-14/V-104	fermentador	13,4 m ³	941565
		P-22/G-102	compressor de gás	181,19 kW	238480
		P-26/AF-101	Filtro de ar	3,7 m ³ /s	51706
		P-18/GTV-101	válvula gaveta	501,64 cv	937
		P-31/DP-103	Bomba de diafragma	16,9 kW	20043
	5	P-33/V-108	tanque de estocagem	237,3 m ³	225034
		P-34/CF-101	centrífuga	47475 l/h	323988
	6	P-43/HX-101	Refervedor	95 m ²	26474
		P-45/HX-102	Refervedor	27,5 m ²	10559
		P-47/HX-103	Condensador	14,4 m ²	6526
		P-44/C-101	Destilador	19 estágios	74393
		P-46/C-102	Destilador	31 estágios	118469

Lista de equipamentos “(continuação)”					
Processo	Seção	TAG	tipo	Condições operacionais reais	Custo (US\$/unidade)
3	6	P-48/V-111	tanque de estocagem	27,3 m ³	21980
4	1	P-2/UF-101	ultrafiltração	79,3 m ²	134716
		P-3/UF-102	ultrafiltração	79,3 m ²	134720
		P-6/RO-101	osmose inversa	79,3 m ²	20172
		P-1/DP-101	Bomba de diafragma	36,2 kW	27771
		P-5/DP-102	Bomba de diafragma	34,7 kW	27289
		P-4/MX-101	misturador de fluxo	435,5 ton/h	0
	2	P-7/V-101	tanque de estocagem	40,5 m ³	63967
		P-8/SDR-101	secador	25,3 ton evap/h	329038
		P-9/G-101	compressor de gás	2383,95 kW	721698
		P-10/SL-101	silo	14 m ³	70558
		P-11/FL-101	envasador	1,79 bag/min	0
	3	P-12/V-102	reator CSTR	243,2 m ³	1186602
	4	P-15/V-104	fermentador	11,6 m ³	916542
		P-16/AF-101	Filtro de ar	1,5 m ³ /s	24178
		P-14/GTV-101	válvula gaveta	499,6 cv	935
		P-17/DP-103	Bomba de diafragma	17,1 kW	20162
	5	P-33/V-108	tanque de estocagem	240,6 m ³	232441
		P-34/CF-101	centrífuga	48136,3 l/h	323988
	6	P-43/HX-101	Refervedor	93,4 m ²	26421
		P-45/HX-102	Refervedor	28 m ²	10735
P-47/HX-103		Condensador	8,3 m ²	4313	
P-44/C-101		Destilador	19 estágios	73532	
P-46/C-102		Destilador	31 estágios	112169	
P-48/V-111		tanque de estocagem	14,6 m ³	15985	

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações

6.2.4 Análise econômica preliminar

Assim como nos processos em batelada, a análise econômica foi realizada pelo simulador com base nos dados nele inseridos. Alguns valores não podem ser calculados devido a falta de valores de fluxo de caixa que possibilitam seu cálculo. Todos os valores monetários são referentes ao ano de 2012, ano de referência dos dados obtidos.

No investimento total de capital estão incluídos o capital fixo direto e o indireto. O capital direto está relacionado ao custo dos equipamentos, instalação, tubulação, edifícios, instalações elétricas e etc. Enquanto que o capital fixo indireto está relacionado ao custo com a construção, engenharia, contingente e etc. Já no custo operacional estão incluídos as matérias-primas, mão-de-obra, utilidades, laboratórios e etc. Na Tabela 41 mostra a síntese dos principais indicadores financeiros considerando que sem qualquer custo para o soro. Conforme anteriormente, foi importante desconsiderar o preço do soro.

Tabela 41- Principais indicadores econômicos dos processos 3 e 4.

Projeto da Planta	Processo 3	Processo 4
Investimento total de capital (US\$)	254.680.000	273.909.000
Custo Operacional (US\$) /ano	158.275.000	159.795.000
Custo de produção unitário (US\$) / kg etanol	1.125	2.301
Taxa de produção etanol (kg/ano)	140.687.986	69.456.664
Receita Total (US\$) /ano	221.893.000	149.943.000
Margem Bruta (%)	28,67	-6,57
Retorno do Investimento (%)	23,71	5,16
Tempo de Retorno (anos)	4,22	19,40
NPV - Valor presente líquido (a 7%)	102.512.000	-331.890.000

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

Os resultados obtidos para ambos os processos conduzidos em contínuo revela resultados bem diferentes do que os outros processos. O primeiro deles é o capital de

investimento para a construção das plantas. A construção da planta 3 apresenta um investimento bem próximo do investimento atribuído à planta 4. Outro ponto interessante é o custo operacional das plantas em relação a produção unitária, os resultados mostram que o processo 4 apresentou custo operacional próximo ao do processo 3, porém mais que o dobro do custo unitário/kg etanol produzido do que o processo 3.

Não se pode desprezar a significativa diferença de produção de etanol entre os dois processos citados. O processo 3 produziu 50% a mais de etanol do que o processo 4, tendo em vista o tipo de levedura utilizada. Isso resultou, conforme os resultados, em uma taxa de produção anual de etanol de 140 mil toneladas para o processo 3, enquanto que para o processo 4 foram apenas 69 mil toneladas.

O tempo de retorno dos investimentos revelou diferenças importantes. No processo 3 foram de 4 anos, enquanto que para o processo 4 foram de 19 anos. Desta forma, o processo 3 é mais atrativo para a indústria química do que o processo 4 uma vez que para ser atrativo necessita de em torno de 10 anos. Já em relação aos valores de receita de ambos os processos, os resultados mostram que o processo 3 apresenta uma receita total de 48% a mais que o processo 4.

Além disso, verificando os resultados de margem bruta, o retorno de investimento e o NPV, revelam que o investimento aplicado na planta 3 é vantajoso e traz rentabilidade para o investidor, em contrapartida o processo 4 não traz esses benefícios.

A Figura 34 mostra o custo de ambos os processos. Não foi possível avaliar os custos por seção como realizado nos processos em batelada, já que o simulador não permite a construção do fluxograma separado por seções. Assim, somente foi possível analisar o custo total.

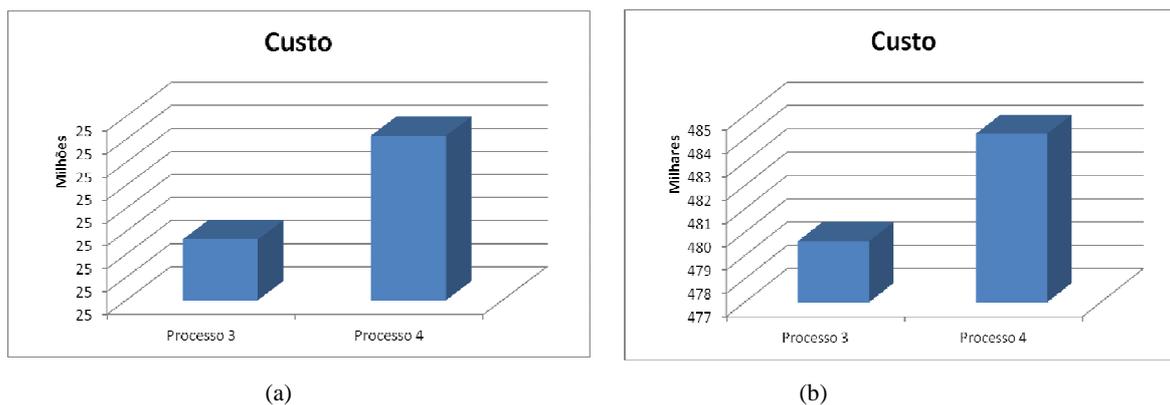


Figura 34- Custo (US\$/dia). (a) Considerando o custo do soro (b) Considerando o soro sem custo.

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

A figura mostra que o processo 4 apresentou maior custo do que o processo 3, seja considerando o custo do soro ou não. Percebe-se ainda que se considerarmos que o investidor é dono do soro, ou seja, ele já obtém uma fábrica de produção de queijo ou até mesmo conseguiu o soro por doação, sendo assim ele teoricamente não precisaria comprar o resíduo. Desta forma, o fato do soro ter custo ou não, não influencia diretamente no custo geral dos processos em contínuo, ou seja, independente disso o processo 3 não perde a sua vantagem econômica em relação ao processo 4.

Os relatórios de custos gerados da simulação revelam os resultados em avaliações diferentes, ora em \$/dia, ora em \$/kg de produto principal e ora em \$/ano, porém aqui buscou-se uma abordagem mais específica dependendo do tipo de condução do processo. Logo nos contínuos, por exemplo, foi feita a avaliação geral, itemização dos principais custos e principais indicadores econômicos. Já na avaliação geral de todos os processos, buscou-se avaliar a produção por ano.

Nos relatórios itemizados foram mostrados os itens de importância para o processo como, por exemplo, custo com matérias-primas, mão-de-obra, utilidades, laboratórios, consumíveis e facilidades. Os consumíveis estão relacionados com a substituição de filtros, cartuchos de filtros, membranas e etc. As facilidades estão relacionadas com o custo dos equipamentos e das instalações dentro do site.

A Figura 35 mostra a variação do custo em cada um dos processos de forma itemizada e observa-se que os custos com matéria-prima e equipamentos são os que apresentam maior importância para o custo final dos processos.

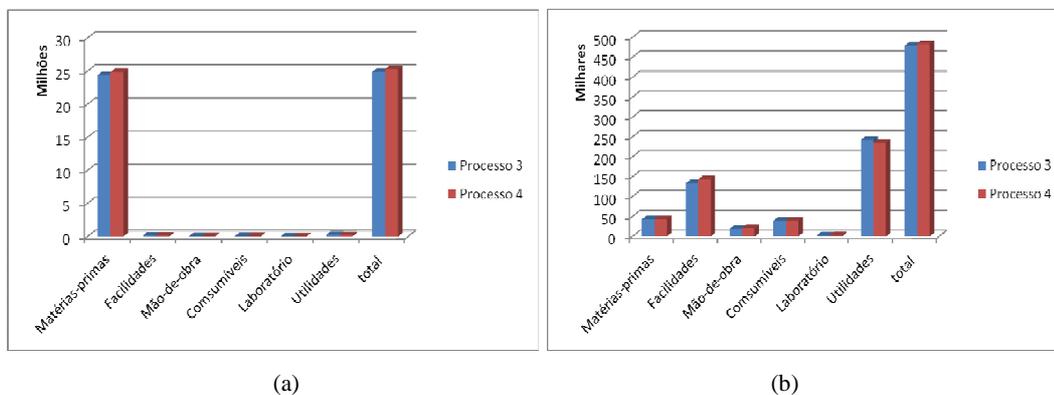


Figura 35 – Custo itemizado nos processos 3 e 4 (US\$/ciclo contínuo). (a) Considerando o custo do soro (b) Considerando o soro sem custo.

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

A Figura 35(a) mostra o custo itemizado considerando o custo do soro, onde o custo com matéria-prima é o que tem maior representatividade sobre o custo total de ambos os processos. Já na Figura 35(b) mostra o custo itemizado desconsiderando o custo do soro, onde o custo com equipamentos e utilidades teve maior representatividade sobre o custo final de ambos os processos.

6.3 AVALIAÇÃO GERAL DOS PROCESSOS

Apesar dos processos sugeridos neste trabalho terem sido simulados em condições diferentes e por isso não teria como fazer uma avaliação mais detalhada, porém em termos econômicos buscou-se analisar, em linhas gerais, qual é o processo mais vantajoso. A Figura 36 mostra os principais indicadores econômicos em todos os processos.

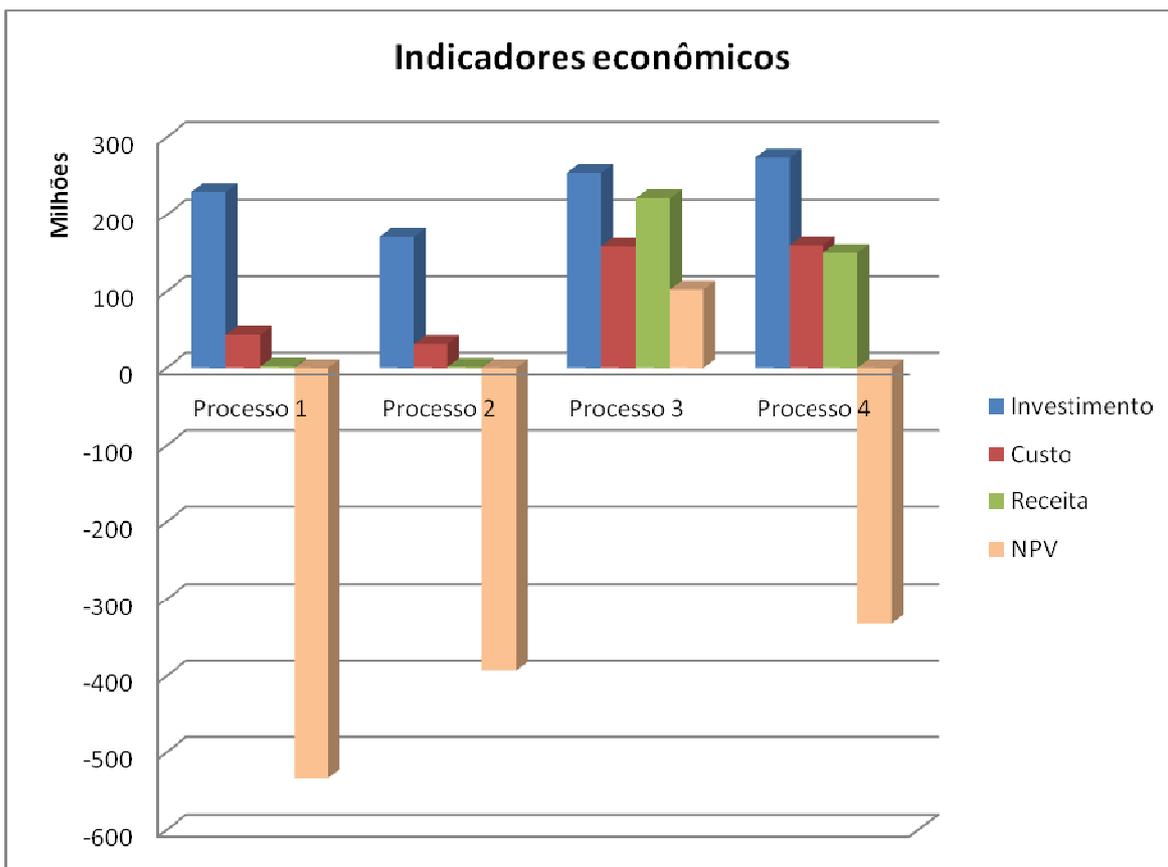


Figura 36 – Indicadores econômicos importantes (US\$/ano).

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

A Figura 36 mostra que o processo 3 apresentou maior vantagem econômica para o investidor do que os demais processos, considerando que o investidor é dono do soro e não tem qualquer custo sobre a matéria-prima principal – o soro.

Além disso, a produção de etanol, em cada batelada e ciclo contínuo, apresentou diferenças interessantes, como mostrado na Figura 37.

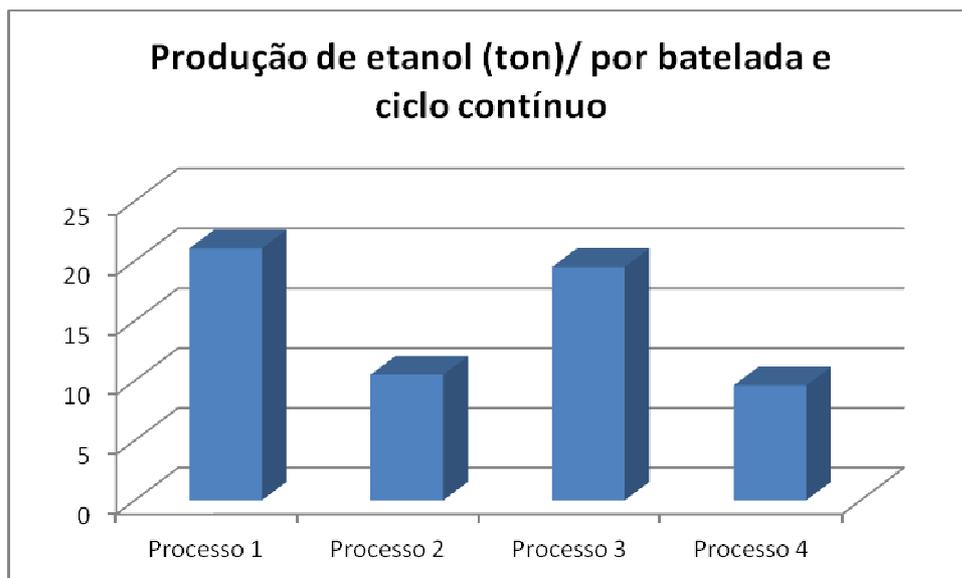


Figura 37 – Produção de etanol (ton/batelada ou ciclo contínuo).

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

A Figura 37 mostra que os processos 1 e 3 produziram praticamente a mesma quantidade de etanol, enquanto que os processos 2 e 4 também apresentaram valores próximos. Isso indica que, considerando a produção de etanol por batelada ou ciclo do contínuo, praticamente não fez diferença o tipo de condução dos processos, considerando ainda os critérios adotados em todos os processos propostos neste trabalho.

Entretanto, se analisarmos a produção de etanol por ano, a avaliação geral mostra que o tipo de condução do processo faz bastante diferença como pode ser visto na Figura 38, onde mostra que o processo 3 apresentou maior produção de etanol por ano em relação aos demais processos. Como citado anteriormente, o processo 1 gera uma produção de 1127 toneladas/ano, o processo 2 gera 535 toneladas/ano, o processo 3 gera 140 mil toneladas/ano e o processo 4 gera 69 mil toneladas/ano. Todos esses valores podem ser constatados nos relatórios de custo gerados das simulações e podem ser verificados no Apêndice 2.

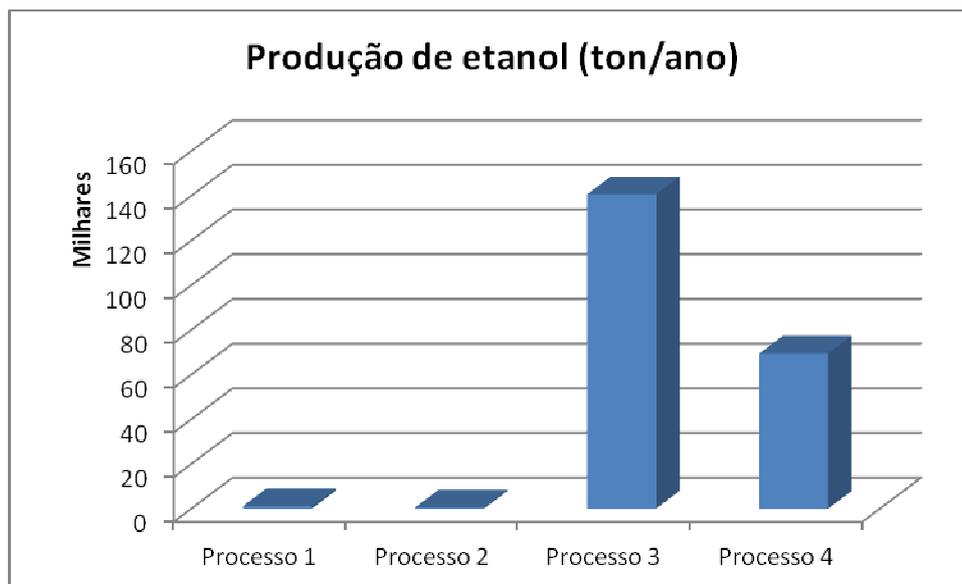


Figura 38 – Produção de etanol (ton/ano).

Fonte: Elaboração Própria a partir dos resultados das simulações.

6.4 ESTIMATIVA DO POTENCIAL DE PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE SORO DE QUEIJO

Conforme mostrado no Capítulo 3, em 2010 estima-se que, das 600 milhões de toneladas de leite produzidas mundialmente, cerca de 33% foram destinadas para a produção de queijos. A quantidade de soro de queijo, em termos mundiais, pode ser estimada em 178,2 milhões de toneladas de soro. No Brasil, em 2010, produziu-se 32,2 milhões de toneladas de leite, das quais em torno de 23% foram utilizadas na produção de queijos, gerando um equivalente em soro de 6,7 milhões de toneladas. Com base nessas informações e nos melhores resultados alcançados nas simulações (processo 3), foram realizados cálculos estimativos do potencial de produção de etanol a partir de soro (Equações 2 a 8). Em termos teóricos, potencialmente, em 2010, o soro gerado no mundo e no Brasil equivale a 4,8 e 0,18 milhões de toneladas de etanol, respectivamente. Utilizando os dados da simulação, os números no mundo e no Brasil equivalem a 3,5 e 0,13 milhões de toneladas, respectivamente. Para a fácil compreensão desses números, a Tabela 42 mostra mais detalhadamente as estimativas. Ressalta-se que o cálculo estimativo teórico é baseado na conversão estequiométrica da lactose em etanol (0,538 kg/kg) e, no caso do cálculo estimativo simulado foi empregado o balanço material do processo 3 (fermentação

contínua empregando *K. marxianus*), a partir do qual 1000 toneladas de soro originam 19,5 toneladas de etanol.

Tabela 42 – Dados reais e estimados de produção de etanol a partir de soro no mundo e no Brasil referentes ao ano de 2010.

	Quantidade (milhões de toneladas)	
	Mundo	Brasil
Produção de Leite	600	32,2
Leite para produção Queijo	198*	7,41*
Produção de Queijo (10% do leite para queijos)	19,8*	0,74*
Produção de Soro (90% do leite para queijos)	178,2*	6,67*
Produção de Lactose (5% do soro)	8,9*	0,33*
Produção de Etanol Teórica (conversão de 100% da lactose)	4,8*	0,18*
Produção de Etanol Simulada (produção 19,5 toneladas de etanol a partir de 1000 toneladas de soro)	3,5*	0,13*

Fonte: Elaboração Própria a partir de dados da FAO, CNPGL/EMBRAPA, DairyCo (2012) e estimativas próprias (*).

Bases de cálculo para valores expressos em 10^6 toneladas:

a) Leite para a produção de queijo:

$$\text{Mundo} = 0,33 \times \text{Produção de leite} \quad (2)$$

$$\text{Brasil} = 0,23 \times \text{Produção de leite} \quad (3)$$

b) Produção de Queijo = $0,1 \times$ Leite para a produção de queijo (4)

c) Produção de Soro = $0,9 \times$ Leite para a produção de queijo (5)

d) Produção de Lactose = $0,05 \times$ Produção de Soro (6)

e) Produção de Etanol Teórica = $0,538 \times$ Produção de Lactose (7)

f) Produção de Etanol Simulada = $0,0195 \times$ Produção de Soro (8)

Capítulo 7

Conclusões e Sugestões

Diante de todas as pesquisas realizadas, dos critérios de simulação e os resultados encontrados, pode-se concluir que:

- É possível tecnicamente o bioaproveitamento do soro de queijo com vistas à produção de etanol, entretanto, não foi possível neste trabalho separar e aproveitar a galactose e também algumas correntes de material apresentadas nos fluxogramas, o que seria necessário para que os processos estivessem no contexto de biorrefinaria.
- A produção de combustíveis renováveis torna-se uma necessidade cada vez mais presente nos dias atuais diante das crescentes preocupações de preservação ambiental e nesse contexto está à busca por energia oriunda de fontes alternativas.
- O Brasil apresenta potencial de aproveitamento do soro já que se configura como um dos maiores produtores de leite no mundo e conseqüentemente, um grande gerador do resíduo laticínio – o soro.
- A produção de etanol de soro necessita de maior desenvolvimento tecnológico a fim de se obter processos viáveis economicamente.

- A dificuldade de encontrar o preço da levedura *Kluyveromyces marxianus* em kg para que fosse possível uma análise econômica mais detalhada em relação ao micro-organismo utilizado.
- A partir de 1000 toneladas de soro o processo 1 produziu 21 toneladas de etanol, enquanto que o processo 3 produziu 19,5 toneladas. Os resultados de produção dos processos utilizando a levedura *Kluyveromyces marxianus* praticamente foram os mesmos. Já, para a mesma quantidade de soro, o processo 2 produziu 10,5 toneladas de etanol, enquanto que o processo 4 produziu 9,6 toneladas. Da mesma forma, a produção de etanol nos processos utilizando a levedura *Saccharomyces cerevisiae* praticamente foram os mesmos. Isso mostra que, do ponto de vista de balanço material, não fez muita diferença usar contínuo ou batelada.
- Sem dúvida, o aprendizado do funcionamento do *Superpro Designer*® e a construção dos fluxogramas de processo trouxeram um enriquecimento pessoal e profissional, tendo em vista a grande dificuldade encontrada para este aprendizado.
- A elaboração das propostas de *layout* de plantas para produção de bioetanol empregando as leveduras *Saccharomyces cerevisiae* e *Kluyveromyces marxianus* permitiu reconhecer a importância de *Kluyveromyces* para a produção de etanol diretamente da lactose.
- A simulação dos quatro processos permitiu verificar os resultados expressivos que o processo 3 apresenta frente aos demais processos, trazendo maior vantagem para o investidor em relação aos demais. Apesar de não ter sido considerado o dimensionamento do número de dornas de fermentação nas bateladas, mas sim o número de dornas que corresponda a prática industrial, pode-se concluir com segurança que o processo conduzido em contínuo apresenta maior vantagem para o investidor do que o processo em batelada.
- As plantas em batelada exigem maior número de equipamentos em relação ao contínuo, o que encarece muito o investimento dos projetos e, conseqüentemente, aumenta significativamente o custo operacional.

- A utilização do simulador de processos mostrou-se como uma ferramenta útil, apesar dos preços de equipamentos e mão-de-obra não representar a realidade brasileira.

Algumas sugestões para trabalhos futuros foram identificados:

- O aproveitamento da galactose no processo de produção de etanol de soro quando da utilização da levedura *Saccharomyces cerevisiae*.
- Uso de técnicas cromatográficas de baixo custo para separar a galactose no caso dos processos que utilizarem a levedura *Saccharomyces*.
- Desenvolvimento de novas metodologias de produção de etanol do soro em processos conduzidos em batelada, visando a minimização do custo nesses casos.
- Melhoria dos processos visando à rentabilidade para o investidor.
- Análise econômica detalhada da produção de etanol a partir de soro.
- Desenvolvimento de estudo em escala de bancada.

Referências Bibliográficas

ABIQ, Associação Brasileira das Indústrias de Queijo. Disponível em:<<http://www.abiq.com.br/>>. Acesso em: 22/10/12.

ABRAMOVAY, Ricardo (Org.). Biocombustíveis. A energia da controvérsia. Editora Senac – São Paulo, 2009.

AFONSO, W.O. Obtenção de Hidrolisados enzimáticos do concentrado protéico do soro de leite com elevado teor de di-tripeptídeos para utilização em nutrição clínica. Mestrado em Ciências de Alimentos da Faculdade de Farmácia. Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2008.

AJANOVIC, A. Biofuels versus food production: Does biofuels production increase food prices? Energy 36, p.2070 - 2076, 2011.

AKRÉ, J. Alimentação Infantil – Bases Fisiológicas. Organização Mundial de Saúde de Genebra, 1994. Disponível em: <<http://www.ibfan.org.br/documentos/ibfan/doc-288.pdf>>. Acesso em 05/09/12.

ALMEIDA, K.E.; Bonassi, I.A.; Roça, R.O. Características físicas e químicas de bebidas lácteas fermentadas e preparadas com soro de queijo minas frescal. Ciências e tecnologias de alimentos, v. 21, p. 187-192, 2001.

ANDRADE, G.V.N. Projeto de Estrutura de Controle para uma Planta de Produção de Etanol. Dissertação de mestrado do curso de Engenharia da Universidade Federal do Rio de Janeiro. RJ, p. 4-5, 2008.

ANFAVEA. Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores do Brasil. Anuário da Indústria Automobilística Brasileira, 2011. Disponível em: <<http://www.anfavea.com.br/anuario.html>>. Acesso em: 03/03/12.

BAI, F.W.; Anderson, W.A.; Moo-Young, M. Ethanol fermentation technologies from sugar and starch feedstocks. *Biotechnol Adv* 26, p.89-105, 2008.

BAILEY, R.B.; Benitez, T.; Woodward, A. *Saccharomyces cerevisiae* mutants resistant to catabolite repression: use in cheese whey hydrolysate fermentation. *Appl Environ Microbiol* 44, p.631–639, 1982.

BALDASSO, C. Concentração, Purificação e Fracionamento das proteínas do soro lácteo através da tecnologia de separação por membranas. Dissertação de mestrado do Programa de Engenharia Química. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2008.

BANAT, I.M.; Marchant, R. Characterization and potential industrial applications of Five novel, thermotolerant, fermentative, yeast strains. *World J. Microbiol Biotechnol* 11, p. 304-306, 1995.

BARBOSA, A.S.; Florentino, E.R.; Florêncio, I.M.; Araújo, A.S. Utilização do soro como substrato para produção de aguardente: Estudo Cinético de produção de etanol. *Revista Verde de Agroecologia e Desenvolvimento Sustentável Grupo Verde de Agricultura Alternativa (GVAA)* ISSN 1981-8203. Mossoró – Rio Grande do norte, v.5, n.1, p.07 – 25, janeiro/março de 2010. Disponível em: <<http://revista.gvaa.com.br>>.

BASSETTI, F.; Peres, L.; Petrus, J. C. C.; Quadri, M. B. Aplicação de um modelo numérico na ultrafiltração de soro de queijo. 4º Congresso ibero-americano em ciência e tecnologia de membranas. Florianópolis CITEM, 2003.

BASTOS, V.D. Etanol, Alcoolquímica e Biorrefinarias. BNDES Setorial, Rio de Janeiro, n°25, p. 5-38, mar. 2007. Disponível em: <http://ag20.cnptia.embrapa.br/Repositorio/alcoolquimica_000g7i6groo02wx5ok0wtedt37hhczdc.pdf>. Acesso em 02/03/12.

BECCHI, C.S. Estudo do Índice Crioscópico do Leite tipo B “in natura” produzido na Bacia Leiteira do Vale do Taquari, RS. Universidade do Rio Grande do Sul. Programa de Pós-graduação em Ciências Veterinárias. Porto Alegre, 2003.

BECERRA, M.; Baroli, B.; Fadda, A.M.; Mendez, J.B.; Siso, M.I.G. Lactose bioconversion by calcium-alginate immobilization of *Kluyveromyces lactis* cells. *Enzyme Microbiol Technol* 29, p.506–512, 2001.

BIEGER, A.; Lima, J.F. de. Empresa e desenvolvimento sustentável: um estudo de caso da Sooro. Revista FAE, v.11, n.2, p.59-67, 2008.

BOSCHI, J. R. Concentração e purificação das proteínas do Soro de Queijo por ultrafiltração. Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2006.

BRANS, G.; Schroen, C.G.P.H.; Van der Sman, R.G.M; Boom, R.M. Membrane fractionation of milk: state of the art and challenges. Journal of Membrane Science, v. 243, p. 263–272, 2004.

BRASIL, 1996. Ministério de Estado da Agricultura do Abastecimento e da Reforma Agrária. Portaria nº146, de 7 de março de 1996. Regulamentos técnicos de identidade e qualidade de produtos lácteos. Diário Oficial da União, Brasília, n.48, p.3977-3986, 1996.

BRASIL, 2010a. MME. Ministério de Minas e Energia (MME). Disponível em: <www.mme.gov.br/>. Acesso em 13 set. 2010.

BRASIL, 2010b. UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA. Disponível em:<http://www.enq.ufsc.br/disci/eqa5216/material_didatico/processos_de_separacao.pdf> . Acesso em 02/11/10.

BRASIL, 2011a. Embrapa Gado de Leite (CNPGL/EMBRAPA). Disponível em: <<http://www.cnpgl.embrapa.br/nova/informacoes/estatisticas/producao>>. Acesso 03/05/11.

BRASIL, 2011b. CNPGL/EMBRAPA. Centro nacional de pesquisa em gado leiteiro. Disponível em: <www.cnpgl.embrapa.br/nova/informacoes/estatisticas/industria/tabela0406.php>. Acesso em 03/05/11.

BRASIL, 2011c. CNPGL/EMBRAPA. O leite de que o Brasil precisa. Disponível em: <<http://www.cnpgl.embrapa.br/divulgacao/artigos>>. Acesso: 05/03/11.

BRASIL, 2012a. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE). Disponível em:<<http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/economia/ppm/2010/comentarios.pdf>>. Acesso em 21/04/12.

BRASIL, 2012b. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Disponível em: <<http://www.agricultura.gov.br/>>. Acesso em 21/04/12.

BRASIL, 2012c. Ministério da Agricultura. Ficha de Estabelecimento Nacional. Disponível em: <http://sigsif.agricultura.gov.br/sigsif_cons!/ap_estab_nacional_rep_net>. Acesso em 21/04/12.

BRASIL, 2012d. CNPGL/EMBRAPA. Centro nacional de pesquisa em gado leiteiro. Disponível em: <www.cnppl.embrapa.br>. Acesso: 20/06/12.

BRENNAN, J.G.; Grandison, A.S.; Lewis, M.J. Food Processing Handbook. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, Chapter 14, 2006.

BRESLAU, B.R.; KILCULLEN, B.M. Hollow Fiber Ultrafiltration of Cottage Cheese Whey: Performance Study. Journal of Dairy Science, Volume 60, Issue 9, p.1379-1386, 1977.

CARDONA, C.A.; Sánchez, O.J. Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities. Bioresource Technology 98, p.2415-2457, 2007.

CARMINATTI, C.A. Ensaio de hidrólise enzimática da lactose em reator a membrana utilizando Beta-Galactosidase *Kluyveromyces lactis*. Dissertação de Mestrado. Curso de Pós-graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2001.

CHERYAN, M. Ultrafiltration and microfiltration handbook. Pennsylvania, USA: Technomic publishing corporation, 1998.

CHOLLANGI, A.; Hossain, M.M. Separation of proteins and lactose from dairy wastewater, v. 46, p. 398-404, 2007.

CILEITE. Disponível em: <<http://www.cileite.com.br/panorama/balanco26.html>>. Acesso em 20/07/11.

CUNHA, C. R.; REIS, F. G.; VIOTTO, W. H.; VIOTTO, L. A. Estudo da microfiltração do leite desnatado visando a redução do teor de gordura residual. 4º Congresso ibero-americano em ciência e tecnologia de membranas. Florianópolis. CITEM, 2003.

DAIRYCO, 2012. Disponível em:<<http://www.dairyco.org.uk/resources-library/market-information/dairy-processing-trade/world-dairy-product-production/>>. Acesso: 20/08/12.

DEMIRBAS, A., Biofuels sources, biofuel policy, biofuel economy and global biofuel projections. Energy Conversion and Management 49, p. 2106-2116, 2008.

DINIZ, R.H.S. Metabolismo de lactose em *Kluyveromyces marxianus* UFV-3 e *Kluyveromyces lactis* JA6, dissertação de mestrado do Programa de Pós-graduação em Microbiologia Agrícola. Universidade Federal de Viçosa, Minas Gerais, 2009.

ESTADOS UNIDOS. Understanding Dairy Markets. Use of whey in the farmstead Setting. Disponível em: <http://future.aae.wisc.edu/publications/farmstead_whey_use.pdf>. Acesso em 13/08/12.

EWING, M.; Msangi, S. Biofuels production in developing countries: assessing tradeoffs in welfare and food security. *Environmental Science & Policy* 12, p.520 – 528, 2009.

FAGA, B.A.; Wilkins, M.R.; Banat, I.M. Ethanol production through simultaneous saccharification and fermentation of switchgrass using *Saccharomyces cerevisiae* D5A and thermotolerant *Kluyveromyces marxianus* IMB strains. *Bioresource Technology* 101, p. 2273–2279, 2010.

FAO, 2008 – Food and Agriculture Organization of the United Nations. Bioenergy, food security and sustainability – Towards an International Framework, 2008. Disponível em: <http://www.fao.org/fileadmin/user_upload/foodclimate/HLCdocs/HLC08-inf-3-E.pdf>. Acesso em 14/07/12.

FAO. OECD - Agricultural Outlook 2012–2021: Organisation for Economic Co-operation and Development—Food and Agriculture Organization of the United Nations Agricultural Outlook. Disponível em: <http://www.agri-outlook.org/pages/0,2987,en_36774715_36775671_1_1_1_1_1,00.html>. Acesso em: 20/04/2012.

FARRELL, A.E.; Plevin, R.J.; Turner, B.T.; Jones, A.D.; O’Hare, M.; Kammen, D.M. Ethanol can contribute to energy and environmental goals. *Science* 27, v. 311, p. 506-508, 2006.

FARRO, A.P.C.; VIOTTO, L.A. Redução do teor de gordura do soro de queijo pré-tratado por microfiltração. 4º Congresso ibero-americano em ciência e tecnologia de membranas, Florianópolis, CITEM, 2003.

FIGUEIREDO, P. Indústrias Agro-Alimentares. Lisboa.. Disponível em: <<http://www.pfigueiredo.org/BookIAA.pdf>>, 2001.

FILHO, R.R.L.; POMBO, G. Aumenta o consumo de queijo no Brasil. Carta Leite, ano 6, edição 105, setembro de 2010. Disponível em: <http://www.bovinos.ufpr.br/100921_Aumenta_o_consumo_de_queijo_no_brasil_def.pdf>. Acesso em 20/04/12.

FONSECA, G.G.; HEINZLE, E. The yeast *Kluyveromyces marxianus* and its biotechnological potential. *Appl Microbiol Biotechnol*, 2008.

FOUST, A.S.; CLUMP, C.W.; WENZEL, L.A.; MAUS, L.; ANDERSEN, L.B. Princípios das Operações Unitárias. Segunda edição, LTC editora, Ano: 1982.

FRIEDRICHS, J. Global energy crunch: How different parts of the world would react to a peak oil scenario, v.38, p.1-8, 2010.

GANZLE, M.G.; Haase, G.; Jelen, P. Lactose: Crystallization, hydrolysis and value-added derivatives. *International Dairy Journal* 18, p. 685– 694, 2008.

GOKCOL, C.; Dursun, B.; Alboyaci, B.; Sunan, E. Importance of biomass energy as alternative to other sources in Turkey, *Energy Policy* v. 37, p.424–431, 2009.

GUADIX, A.; Sorensen, E.; Papageorgiou, L.G.; Guadix, E.M. Optimal design and operation of continuous ultrafiltration plants, *J. Membr. Sci.* 235, p.131–138, 2004.

GUADIX, A.; Sorensen, E.; Papageorgiou, L.G.; Guadix, E.M. Optimal design and operation of batch ultrafiltration systems. *European Symposium on Computer Aided Process Engineering – 13*, p.149–154, 2003.

GUIMARÃES, P.M.R.; Teixeira, J.A.; Domingues, L. Fermentation of high concentrations of lactose to ethanol by engineered flocculent *Saccharomyces cerevisiae*. *Biotechnol Lett* 30, p.1953–1958, 2008.

GUIMARÃES, P.M.R.; Teixeira, J.A.; Domingues, L. Fermentation of lactose to bio-ethanol by yeasts as part of integrated solutions for the valorisation of cheese whey. *Biotechnology Advances* 28, p.375–384, 2010.

GUIMARÃES, T.M. Isolamento, Identificação e Seleção de Cepas de Levedura *Saccharomyces cerevisiae* para Elaboração de Vinho. Dissertação de mestrado do curso de Ciências Farmacêuticas da Universidade Federal do Paraná. CURITIBA, p. 35, 2005.

HABERT, A.C; Borges, C.P; Nobrega, R. Processos de Separação por Membranas, série Escola Piloto em Engenharia Química, COPPE/UFRJ, 2006.

HARIJAN, K.; Memon, M.; Uqaili, M.A.; Mirza, U.K. Potential contribution of ethanol fuel to the transport sector of Pakistan. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 13, p.291–295, 2009.

HENSING, M.C.; ROUWENHORST, R.J. Physiological and technological aspects of large-scale heterologous-protein production with yeasts. *Antonie Van Leeuwenhoek*, v.67, n.3, 1995.

HOOGWIJK, M.; Faaij, A.; Van den Broek, R.; Berndes, G.; Gielen, D.; Turkenburg, W. Exploration of the ranges of the global potential of biomass for energy. *Biomass Bioenergy* 25, p.119–133, 2003.

INTELLIGEN, Guia do Usuário. SuperPro Designer®. Disponível em: <<http://intelligen.com/>>. Acesso em: 15/02/12.

INSUMOS. Revista Aditivos e Ingredientes. Intolerância à lactose e produtos lácteos com baixo teor de lactose. Disponível em: <http://www.insumos.com.br/aditivos_e_ingredientes/materias/143.pdf>. Acesso: 09/03/12.

JAMES, B. J. JING, Y; CHEN, X. D. Membrane fouling during filtration of milk – a microstructural study. *Journal of food chemical engineering*, v. 60, p. 431-437, 2003.

JURADO, E.; Camacho, F.; Luzon, G.; Vicaria, J.M. A new kinetic model proposed for enzymatic hydrolysis of lactose by a β -galactosidase from *Kluyveromyces fragilis*. *Enzyme and Microbial Technology* 31, p.300–309, 2002.

KAMINSKI, W.; Marszalek, J.; Ciolkowska, A. Renewable energy source—Dehydrated ethanol. *Chemical Engineering Journal* 135, p. 95–102, 2008.

KAR, T.; MISRA, A. K. Therapeutic properties of whey used as fermented drink. *Revista de microbiologia*, v. 30, p. 163-169, 1999.

KISIELEWSKA, M. Feasibility of Bioenergy Production from Ultrafiltration Whey Permeate Using the UASB Reactors, Biogas, Sunil Kumar (Ed.), University of Warmia and Mazury in Olsztyn, disponível em: <<http://www.intechopen.com/books/biogas/feasibility-of-bioenergy-production-from-ultrafiltration-whey-permeate-using-the-uasb-reactors>>, 2012.

KORETSKY, M.D; Termodinâmica para Engenharia Química. LTC (Ed.), 2007.

KOSIKOWSKI, F.V. Greater utilization of whey powder for human consumption and nutrition. *Journal of Dairy Science*, v.50, n.8, p.1343-1345, 1967.

KUMAR, S.; Singh, N.; Prasad, R. Anhydrous ethanol: A renewable source of energy. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14, p. 1830-1844, 2010.

LÁCTEA BRASIL, Disponível em <<http://www.lacteabrasil.org.br>>. Acesso em maio de 2011.

LACTOZYM, Fornecedor de enzimas, disponível em: <<http://www.ncbe.reading.ac.uk/ncbe/materials/enzymes/lactozym.html>>, acesso em: 20/07/12.

LANE, M.M.; MORRISSEY, J.P. Review *Kluyveromyces marxianus*: A yeast emerging from its sister's shadow. *Fungal Biology Reviews* 24, p.17-26, 2010.

LEITE, J.L.B.; Siqueira, K.B.; Carvalho, G.R. Comércio internacional de lácteos - Segunda edição revista e ampliada. Embrapa. Juiz de Fora/MG, 2009a.

LEITE, R.C.C.; Leal, M.R.L.V.; Cortez, L.A.B.; Griffin, W.M.; Scandiffio, M.I.G. Can Brazil replace 5% of the 2025 gasoline world demand with ethanol?. *Energy* 34, p. 655–661, 2009b.

LENCASTRE, K.G.S. Mapeamento da Produção de Soro de Queijo no Rio de Janeiro: Potencial para a Produção de Etanol. Dissertação de mestrado do Programa de Pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, UFRJ, 2012.

LEWANDOWSKA, M.; Kujawski, W. Ethanol production from lactose in a fermentation/pervaporation system. *Journal of Food Engineering* 79, p.430–437, 2007.

LIMA, U.A.; Aquarone, E.; Borzani, W.; Schmidell, W. *Biotechnologia Industrial* (coordenadores); Processos Fermentativos e Enzimáticos, v. 3, Ed. Edgard Blucher, p. 15-37, 2001.

LIN, Y.; Tanaka, S. Ethanol fermentation from biomass resources: current state and prospects. *Appl Microbiol Biotechnol* 69, p.627–642, 2006.

LING, K.C. Whey to Ethanol: A Biofuel Role for Dairy Cooperatives?, USDA Rural Development, Research Report 214, 2008.

LIRA, L.H. Microfiltração do soro de leite de búfala utilizando membrana cerâmica como alternativa ao processo de pasteurização. Dissertação de Mestrado do Programa de Pós-graduação em Nutrição da Universidade Federal de Alagoas, 2007.

LOPEZ-LEIVA, M. H.; GUZMAN, M. Formation of oligosaccharides during enzymic hydrolysis of milk whey permeates. *Process Biochemistry* 30 , p.757– 62, 1985.

MACEDO, I.C.; Seabra, J.E.A. Green House Gases Emissions in the Production and Use of ethanol from Sugarcane in Brazil: The 2005/2006 averages and a prediction for 2020. *Biomass and Bioenergy* 32, p.582 – 595, 2008.

MADAENI, S.S.; Mansourpanah, Y. Chemical cleaning of reverse osmosis membranes fouled by whey. *Desalination* 161, p.13-24, 2004.

MAGANHA, M.F.B., Setor de Tecnologias de Produção mais Limpa. Guia Técnico Ambiental da Indústria de Produtos Lácteos Série P+L. São Paulo: CETESB, 2008.

MALAJOVICH, M.A. Biotecnologia o impacto na sociedade, Instituto de Tecnologia ORT do Rio de Janeiro, 2010.

MATUTINOVIC, I. Oil and the political economy of energy, v.37, p.1, 2009.

MAWSON, A J. Bioconversions for whey utilization and waste abatement. *Bioresource Technology*, v. 47, p. 195-203, 1994.

MESSIA, M.C.; Candigliota, T.; Marconi, E. Assessment of quality and technological characterization of lactose-hydrolyzed Milk. *Food Chemistry* 104, p.910–917, 2007.

MUELLER, S.A.; Anderson, J.E.; Wallington, T.J. Impact of biofuel production and other supply and demand factors on food price increases in 2008. *biomass and bioenergy* 35, p.1623-1632, 2011.

MULDER, M. Basic principles of membrane technology. Center for membrane science and technology, University of twente, Enschede, The Netherlands, p.564, 2000.

MURPHY, R.; Woods, J.; Black, M.; McManus, M. Global developments in the competition for land from biofuels. *Food Policy* 36, S52–S61, 2011.

MUSSATTO, S.I.; Dragone, J.; Guimarães, P.M.R.; Silva, J.P.A.; Carneiro, L.M.; Roberto, I.C.; Vicente, A.; Domingues,L.; Teixeira, J.A. Technological trends, global market, and challenges of bio-ethanol production. *Biotechnology Advances* 28, p. 817–830, 2010.

NEHLIN, J.O; Carlberg, M., Ronne H. Yeast galactose permease is related to yeast and mammalian glucose transporters. *Gene* 85, p.313–319, 1989.

NGUYEN, T.L.T.; Gheewala, S.H.; Garivait, S. Fossil energy savings and GHG mitigation potentials of ethanol as a gasoline substitute in Thailand, v.35, p. 5195–5205, 2007.

NGUYEN, T.L.T.; Hermansen, J.E.; Sagisaka, M. Fossil energy savings potential of sugar cane bio-energy systems, v.86, p.1-8, 2009.

NOGUEIRA, Luiz Augusto Horta (Org.). Bioetanol de Cana-de-Açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável. BNDES/ CGEE, 2008. Disponível em: <<http://www.bioetanoldecana.org/>>. Acesso em 10/03/11.

NZIC. New Zealand Institute of Chemistry. The Manufacture of Ethanol from Whey. Disponível em: <<http://nzic.org.nz/ChemProcesses/dairy/3H.pdf>>. Acesso em 30/08/11.

OLIVEIRA, A.C.; Gon, T.C.R.; Marrafon, R.D.; Reis, M.H.M. Simulação do Processo de Destilação Extrativa para Produção de Álcool Anidro com Diferentes Solventes. VIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica, Minas Gerais, 2009.

OLIVEIRA, E. H. P.; PETRUS, J. C. C. Influência da concentração de pvdf em membranas de ultrafiltração para tratamento de efluentes da indústria frigorífica. 4º Congresso ibero americano em ciência e tecnologia de membranas. Florianópolis. CITEM, 2003.

OZMIHCI, S.; Kargi, F. Ethanol fermentation of cheese whey powder solution by repeated fed-batch operation. *Enzyme and Microbial Technology* 41, p.169–174, 2007.

OZMIHCI, S.; Kargi, F. Ethanol production from cheese whey powder solution in a packed column bioreactor at different hydraulic residence times. *Biochemical Engineering Journal* 42, p.180–185, 2008.

PACHECO, T. F. Produção de Etanol: primeira ou segunda geração? Embrapa, 2011. Disponível em: <<http://www.embrapa.br/imprensa/artigos/2011/producao-de-etanol-primeira-ou-segunda-geracao>>. Acesso em 25/01/12.

PADILLA, R.Y.C. Reator Enzimático de Membrana para Proteólise de Soro de Queijo, visando a Produção de Concentrado Protéico com baixo teor de fenilalanina. Tese de Doutorado em Engenharia Química pela Universidade Federal de São Carlos, São Paulo, 2007.

PANESAR, P.S. Application of response surface methodology in the permeabilization of yeast cells for lactose hydrolysis. *Biochemical Engineering Journal* 39, p.91–96, 2008.

PANESAR, R.; Panesar, P.S.; Singh, R.S.; Kennedy, J.F.; Bera, M.B. Production of lactose-hydrolyzed milk using ethanol permeabilized yeast cells. *Food Chemistry* 101, p.786–790, 2007.

PERRY, K.S.P. Queijos: Aspectos Químicos, Bioquímicos e Microbiológicos. *Química Nova*, Vol. 27, No. 2, 293-300, 2004.

PERRY, R.H; Green, D.W. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Seventh Edition, 1997.

PINTO, G.A. Biorefinaria de Soro de Queijo: Engenharia de Bioprocessos e Sistemas aplicada à transformação de um resíduo poluente em produtos com valor agregado. Tese de Doutorado apresentada na Universidade Federal de São Carlos. Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, São Paulo, 2008.

PRASAD, S.; Singh, A.; Joshi, H.C. Ethanol as an alternative fuel from agricultural, industrial and urban residues. *Resources, Conservation and Recycling* v.50, p.1–39, 2007.

REKTOR, A.; Vatai, G. Membrane filtration of mozzarella whey, *Desalination*, 162, p.279–286, 2004.

RFA. Renewable Fuels Association. Disponível em: <<http://www.ethanolrfa.org/pages/statistics#E>>. Acesso em 04/03/12.

RICHARDS, N.S.P.S. Soro lácteo: Perspectivas Industriais e Proteção ao meio ambiente. *Revista Food Ingredients*, n.17, p.20-24, 2002.

ROCHA, S.N. Expressão e Secreção de proteínas heterólogas em leveduras do gênero *Kluyveromyces*. Tese de doutorado do Programa de Engenharia Química da Escola Politécnica. Universidade de São Paulo. São Paulo, 2010.

ROGOSA, M.; Browne, H.H.; Whittier, E.O. Ethyl alcohol from whey. *J Dairy Sci* 30: p.263–269, 1947.

ROSENBERG, M. Current and future applications for membrane processes in dairy industry. *Trends in Food Science and Technology*. v. 6, p. 12-19, 1995.

RUBIN, J. Pasilac A/S, 8600 Silkeborg, Denmark. Production of Whey Protein Concentrates with High Solids Content. *Desalination* 35, p.193-199, 1980.

SANSONETTI, S.; Curcio, S.; Calabro, V.; Iorio, G. Bio-ethanol production by fermentation of ricotta cheese whey as an effective alternative non-vegetable source. *Biomass and Bioenergy* 33, p.1687–1692, 2009.

SANTOS, A.; Ladero, M.; García-Ochoa, F. Kinetic modeling of lactose hydrolysis by a beta-galactosidase from *Kluyveromices fragilis*. *Enzyme and Microbial Technology* 22, p. 558–567, 1998.

SAUNDERS, J.A.; Rosentrater, K.A. Survey of US fuel ethanol plants. *Bioresource Technology* , v.100, p. 3277–3284, 2009.

SCHUBERT, S.F.; TURNOVSKY, S.J. The impact of oil prices on an oil-importing developing economy, v. 94, p. 5, 2009.

SCHUCK, M. Degomagem de Óleo de Soja por Ultrafiltração. Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Alimentos da Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2004.

SERPA, L. Concentração de Proteínas de Soro de Queijo por Evaporação a Vácuo e Ultrafiltração. Dissertação de mestrado do Programa de Engenharia de Alimentos da URI, Campos de Erechim, Rio Grande do Sul, p. 25, 2005.

SGARBIERI, V.C. Proteínas em alimentos protéicos. São Paulo: Varela, 1996.

SHAHIDI, F.; ARACHCHI, J. V., JEON, Y. J. Food applications of chitin and chitosans. *Food science & technology*.Trends in Food Science & Technology 10, p.37-51, 1999.

SILVEIRA, R.F. Produção de etanol por leveduras em biorreatores com células livres e imobilizadas utilizando soro de queijo. Dissertação de mestrado do Programa de Pós-graduação em Microbiologia Agrícola e do Ambiente. Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2006.

SILVEIRA, W.B. Produção de Etanol em Permeado de Soro de Queijo por *Kluyveromyces marxianus* UFV-3. Tese de Mestrado apresentada na Universidade Federal de Viçosa. Programa de Pós-Graduação em Microbiologia Agrícola, Minas Gerais, 2004.

SILVEIRA, W.B.; Passos, F.J.V.; Mantovani, H.C.; Passos, F.M.L. Ethanol production from cheese whey permeate by *Kluyveromyces marxianus* UFV-3: A flux analysis of oxido-reductive metabolism as a function of lactose concentration and oxygen levels. *Enzyme and Microbial Technology* 36, p. 930–936, 2005.

SINGH, H.; Waungana, A. Influence of heat treatment of milk on cheesemaking properties. *International Dairy Journal* 11, p. 543–551, 2001.

SISO, M.I.G. The biotechnological utilization of cheese whey: a review. *Biores Technol.*, v. 57, p. 1-11, 1996.

SMIT, G. Dairy processing Improving quality. Woodhead Publishing Limited, England, Chapter 17, 2003.

SOUSA, E.L.L.; Macedo, I.C. (Org). Ethanol and Bioelectricity: Sugarcane in the Future of the Energy Matrix. São Paulo : Unica, 2011. Disponível em: <<http://www.unica.com.br/multimedia/publicacao/>>. Acesso em 03/03/12.

SOUZA, K.M.; Andrade, A.C.; Araújo, E.H. Estudo da Fermentação Simultânea à Hidrólise de Soro de Queijo Utilizando Lactase e *Saccharomyces Cerevisiae*. VI Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica, São Paulo, 2005.

SOUZA, R.R.; Bergamasco, R.; Costa, S.C.; Feng, X.; Faria, S.H.B.; Gimenes, M.L. Recovery and purification of lactose from whey. *Chemical Engineering and Processing* v.49, p. 1137-1143, 2010.

SREE, N.K.; Sridhar, M.; Suresh, K.; Banat, M.I.; Rao, L.V, Isolation of thermotolerant, osmotolerant, occulating *Saccharomyces cerevisiae* for ethanol production. *Bioresource Technology* 72, p.43-46, 2000.

SUZART, C.A.G. , DIAS, J.C.T. Desenvolvimento Tecnológico de Aguardente de Soro de Queijo. Projeto Bolsas BITEC, IEL, SEBRAE, CNPq. Campos Juvino Oliveira, 2007.

SZKLO, A.; SCHAEFFER, R. Alternative energy sources or integrated alternative energy systems? Oil as a modern lance of Peleus for the energy transition, *Energy* v.31, p. 2513–2522, 2006.

TEIXEIRA, J.A.C. Flocculação da levedura *Kluyveromyces marxianus*. Caracterização fisiológica e cinética. Tese de doutorado do Departamento de Engenharia Química. Faculdade de Engenharia do Porto, 1988.

TERRELL, S.L.; BERNARD, A.; BAILEY, R.B. Ethanol from Whey: Continuous Fermentation with a Catabolite Repression-Resistant *Saccharomyces cerevisiae* Mutant. *Applied and Environmental Microbiology*, Vol. 48, No. 3, p. 577-580, Sept. 1984.

TIN, C.S. F.; MAWSON, A. J. Ethanol production from whey in a membrane recycle bioreactor. *Process Biochemistry*, v. 28, p. 217-221, 1993.

TOLKACH, A.; Kulozik, U. Fractionation of whey proteins and caseinomacropeptide by means of enzymatic crosslinking and membrane separation techniques. *Journal of Food Engineering* 67, p.13–20, 2005.

TOLLERUP, K., Morse, J.G. Evaluation of phloxine B as a possible control agent against citrus thrips (Thysanoptera: Thripidae). *Journal of Economic Entomology*, v.96, p. 629-635, 2003.

ÚNICA, 2010. União da Indústria de Cana de Açúcar. 2º Relatório de Sustentabilidade de 2010, São Paulo. Disponível em: <<http://www.unica.com.br/multimedia/publicacao/>>. Acesso em 03/03/12.

ÚNICA, 2012. União da Indústria de Cana de Açúcar. Produção Brasileira de Etanol, São Paulo. Disponível em: <<http://www.unica.com.br/dadosCotacao/estatistica/>>. Acesso em: 03/03/12.

USDA. United States Department of Agriculture. U.S. on Track to become World's Largest Ethanol Exporter in 2011. July 20, 2011. Disponível em: <http://www.fas.usda.gov/info/IATR/072011_Ethanol_IATR.pdf>. Acesso em: 03/03/12.

USDEC - U. S. Dairy Export Council. Ingredientes lácteos para uma alimentação saudável. *USDEC News*, v.2,n.4,p.1-3, 2002.

VALSECHI, O. A. O Leite e seus Derivados. Universidade Federal de São Carlos. Centro de Ciências Agrárias Raras, São Paulo, 2001.

VASILJEVIC, T.; Jelen, P. Lactose hydrolysis in milk as affected by neutralizers used for the preparation of crude-galactosidase extracts from *Lactobacillus bulgaricus* 11842. *Innovative Food Science & Emerging Technologies* 3, p.175-184 v. 3, p. 175-184, 2002.

VEIGA, P. G.; Viotto, W. H. Fabricação de queijo petit suisse por ultrafiltração de leite coagulado, efeito do tratamento térmico do leite no desempenho da membrana. *Ciência e tecnologia de alimentos*, v 21, p. 267-272, 2001. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/%0D/cta/v21n3/8541.pdf>>. Acesso: 20/04/12.

VIEIRA, A.A.M.T. Estudo da Hidrólise enzimática do Soro de Queijo utilizando as lactases Lactozim® e Prozin®. Dissertação de Mestrado em Engenharia Química. Universidade Federal de Uberlândia, Minas Gerais, 2006.

VIENNE, P.; Stockar, U.V. An investigation of ethanol inhibition and other limitations occurring during the fermentation of concentrated whey permeate by *Kluyveromyces fragilis*. *Biotechnology Letters*, v. 7, n. 7, p. 521-526, 1985a.

VIENNE, P.; Stockar, U.V. Metabolic, physiological and kinetic aspects of the alcoholic fermentation of whey permeate by *Kluyveromyces fragilis* NRRL 665 and *Kluyveromyces lactis* NCYC 571. *Enzyme and Microbial Technology*, v. 7, p. 287-293, 1985b.

WESSELER, J. Opportunities ('costs) matter: A comment on Pimentel and Patzek "Ethanol production using corn, switchgrass, and wood; biodiesel production using soybean and sunflower". *Energy Policy* 35, p.1414–1416, 2007.

WILKINSON, J. (Coord.). *Perspectivas do investimento no agronegócio*. Rio de Janeiro: UFRJ, Instituto de Economia, 2008/2009. 306 p. Relatório integrante da pesquisa "Perspectivas do Investimento no Brasil", em parceria com o Instituto de Economia da UNICAMP, financiada pelo BNDES. Disponível em: <<http://www.projetopib.org/?p=documentos>>. Acesso em 13 jan. 2010.

YANG, Shang-Tian. *Bioprocessing for Value-Added Products from Renewable Resources*, 2007.

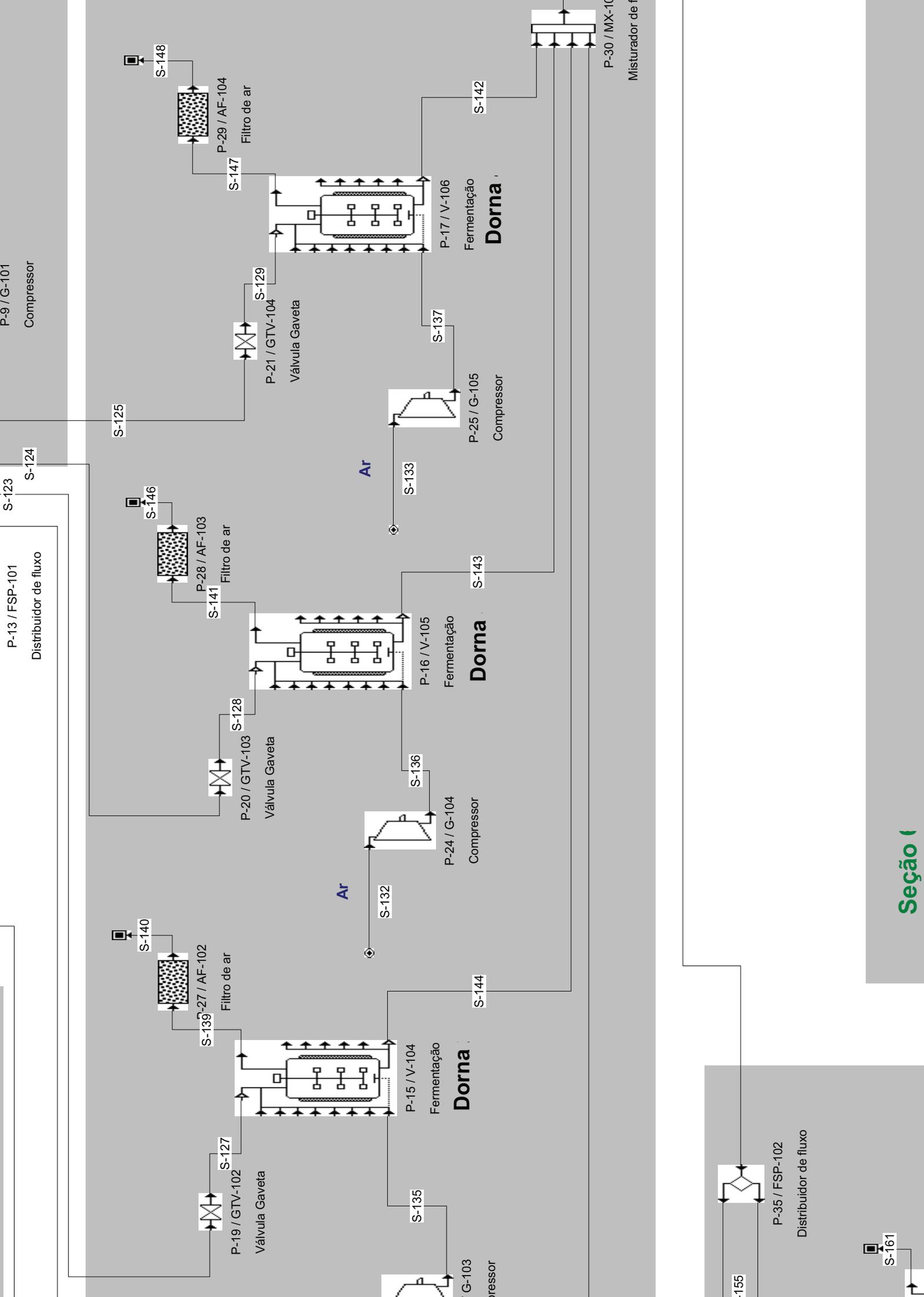
YEE, K.W.K.; Wiley, D.E.; Bao, J. Whey protein concentrate production by continuous ultrafiltration: Operability under constant operating conditions. *Journal of Membrane Science* 290, p.125–137, 2007.

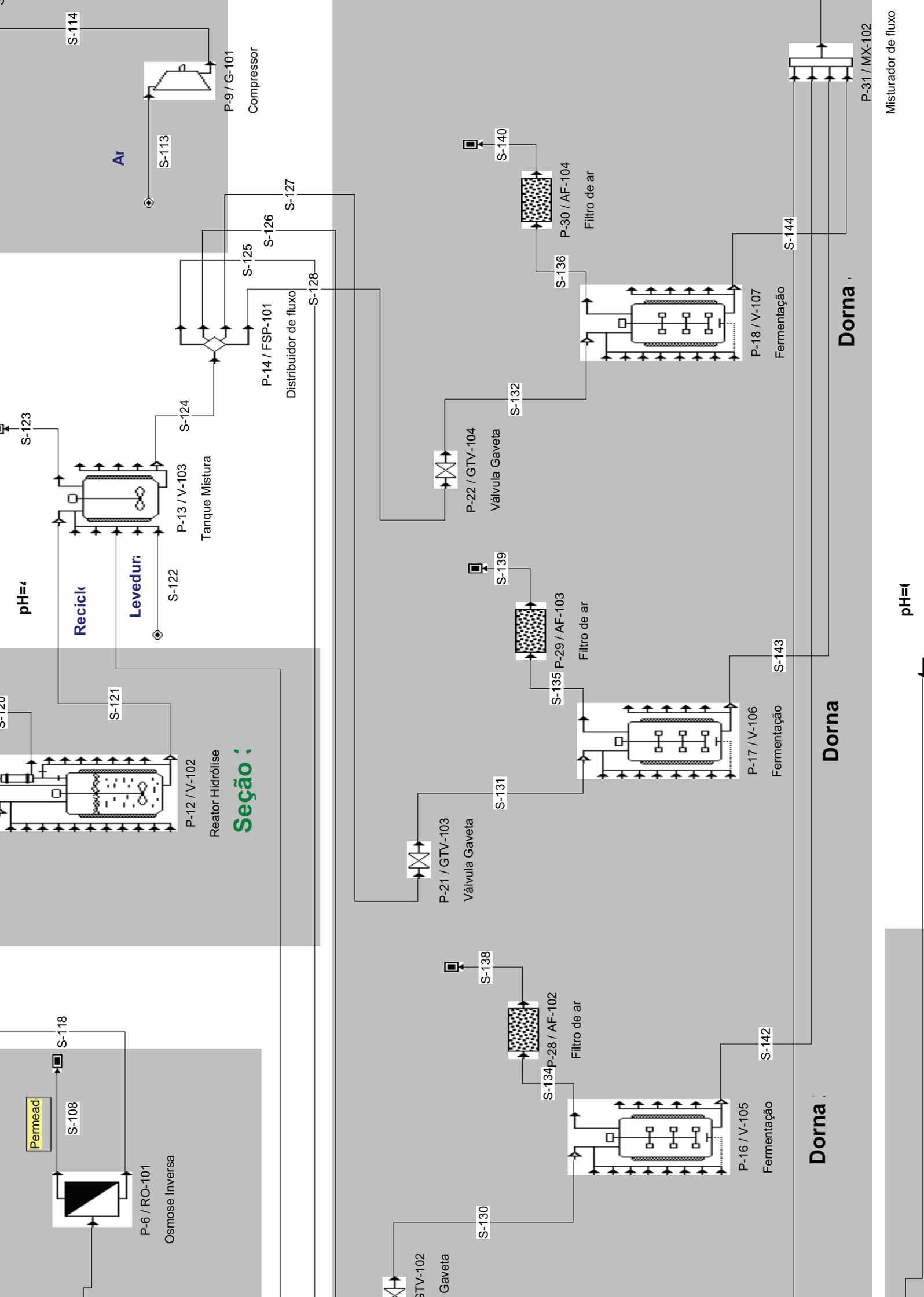
YORGUN, M.S.; Balcioglu, I.A.; Saygin, O. Performance comparison of ultrafiltration, nanofiltration and reverse osmosis on whey treatment. *Desalination* 229, p. 204-216, 2008.

ZALIK, A. Oil 'futures': Shell's Scenarios and the social constitution of the global oil market, *Geoforum* 41, p.553–564, 2010.

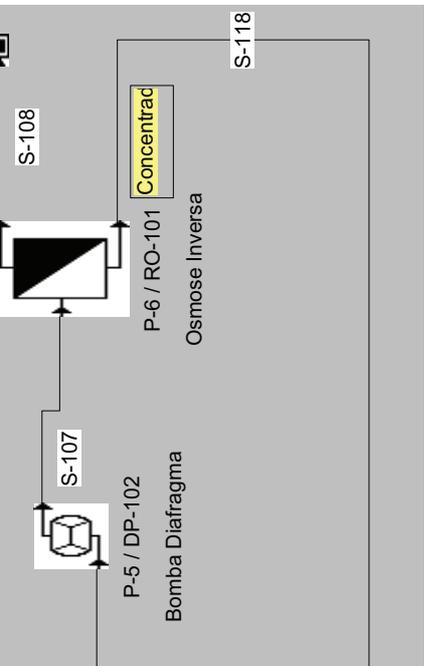
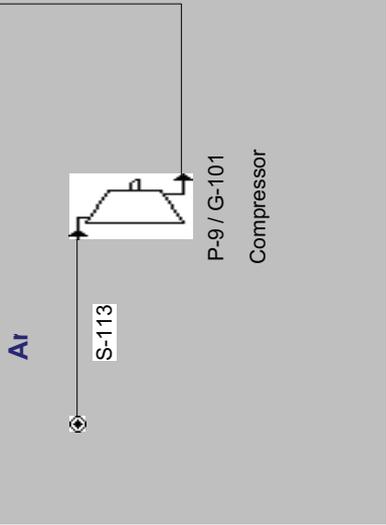
ZEMAN, L. J.; Zydney, A. L. Microfiltration and ultrafiltration: principles and applications. *Journal of Membrane Science* 134, p. 273-274, 1997.

Apêndice 1 – Fluxogramas de processos

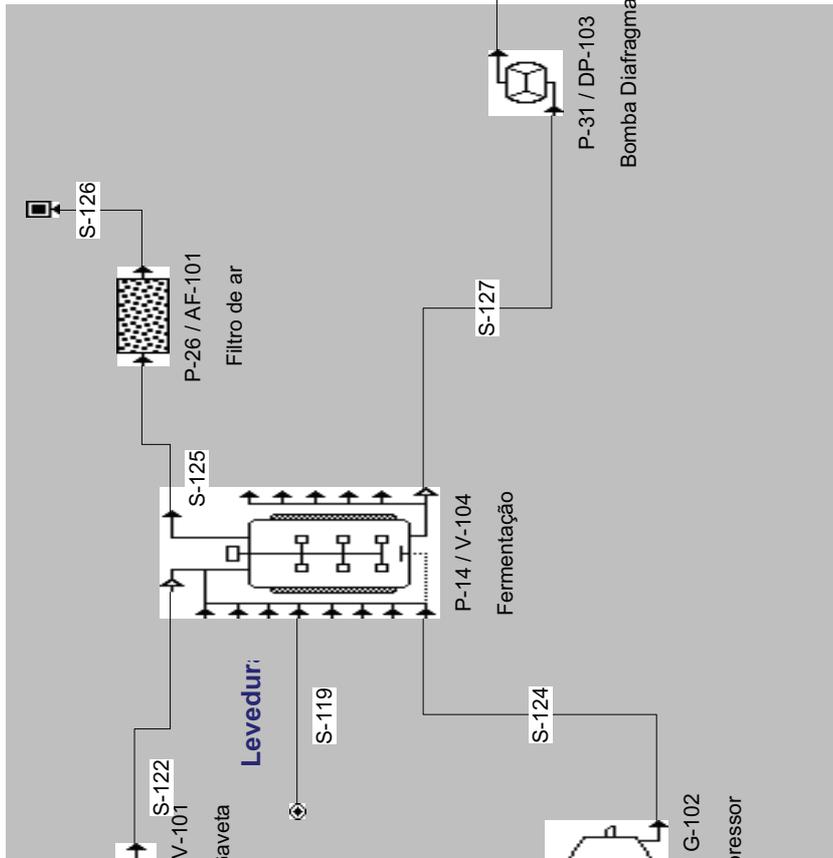
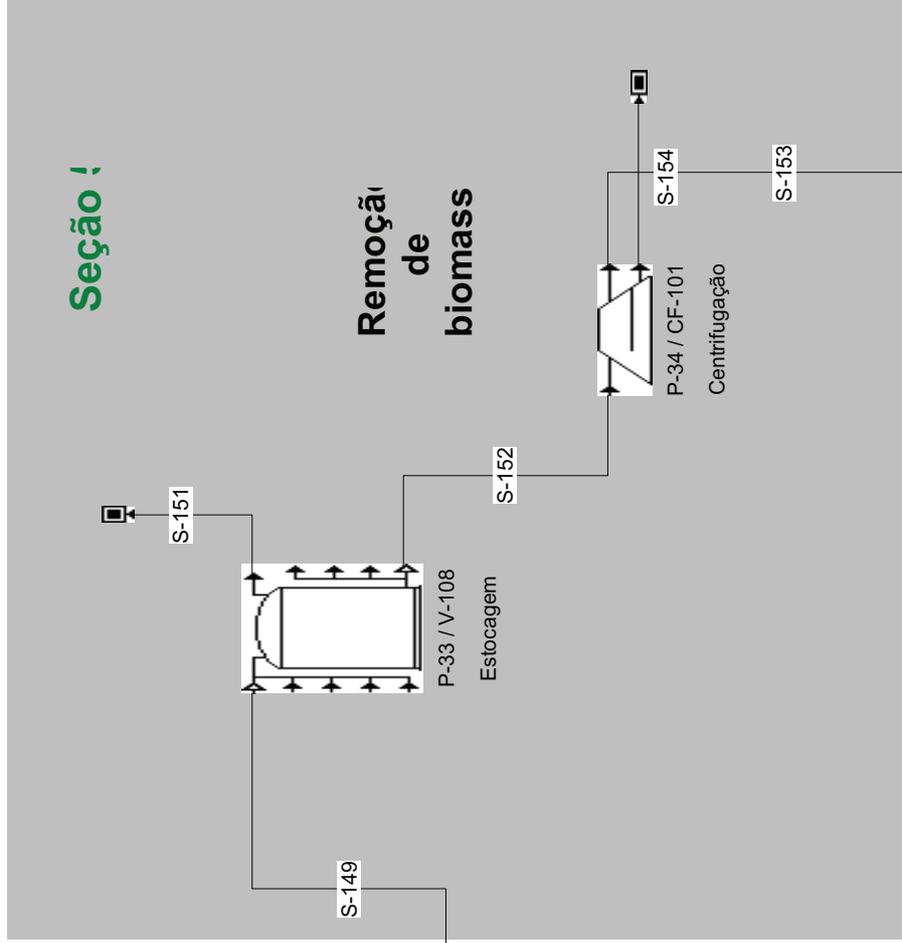




Seção :

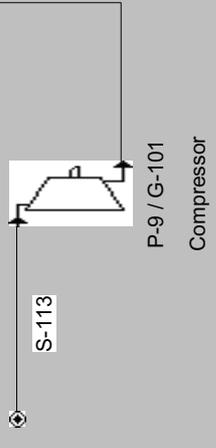


Seção !



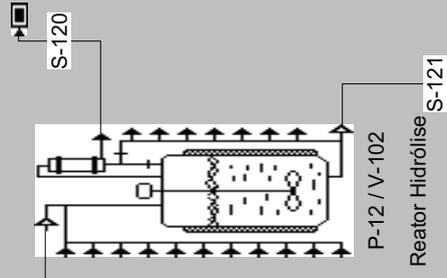
Seção (

Seção 1



Seção 2

Hidrólisis



Permeado

S-108

Concentrad

P-6 / RO-101

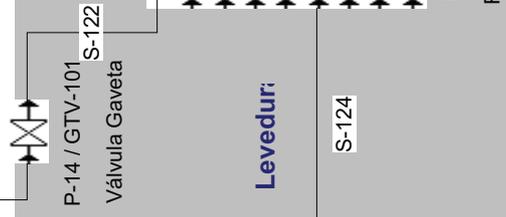
Osmose Inversa

S-118

S-107

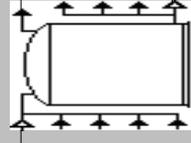
ma

Levedur:



Seção 3

S-151



S-152

Apêndice 2 – Arquivo digital dos relatórios de simulação

