

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

**FRACIONAMENTO DAS PROTEÍNAS DO LEITE UTILIZANDO  
MEMBRANAS CERÂMICAS DE MICRO E ULTRAFILTRAÇÃO.**

**LUIZ ANTONIO VIOTTO**

Engenheiro de Alimentos, 1979 ( UNICAMP)  
Ms. Engenharia de Alimentos, 1991 (UNICAMP)

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas para a obtenção do título de Doutor em Engenharia de Alimentos.

**ORIENTADOR: PROF. DR. SALVADOR MASSAGUER ROIG**

PARECER

Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por LUIZ ANTONIO VIOTTO e aprovada pela Comissão Julgadora em 09 de junho de 1997.

**MPINAS - UNICAMP - 1997**

Campinas, 09 de junho de 1997.

*Salvador Massagué Roig*  
Prof. Dr. SALVADOR M. ROIG

Presidente da Banca

UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	T/UNICAMP
V	
	31030
	28497
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	58811,00
DATA	12/07/97
N.º CPD	

CM-00098802-0

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA  
BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

V814f

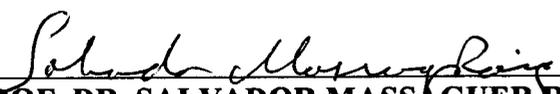
Viotto, Luiz Antonio

Fracionamento das proteínas do leite utilizando membranas cerâmicas de micro e ultrafiltração / Luiz Antonio Viotto. -- Campinas, SP: [s.n.], 1997.

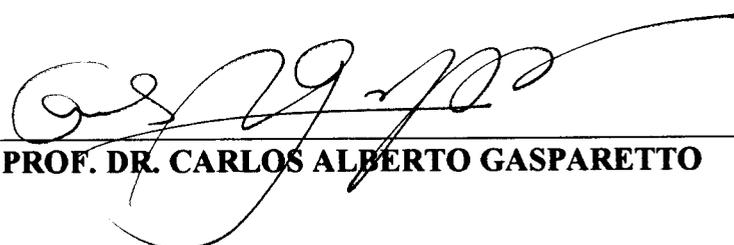
Orientador: Salvador Massaguer Roig  
Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1.Ultrafiltração. 2.Caseína. 3.Soro de Leite. 4.Leite - Proteínas. 5.Proteínas - Separação. I.Roig, Salvador Massaguer. II.Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos. III.Título.

## BANCA EXAMINADORA

  
PRESIDENTE - PROF. DR. SALVADOR MASSAGUER ROIG

  
MEMBRO - PROF.<sup>a</sup> DR.<sup>a</sup> ARIENE GIMENEZ FERNANDES VAN DENDER

  
MEMBRO - PROF. DR. CARLOS ALBERTO GASPARETTO

  
MEMBRO - PROF.<sup>a</sup> DR.<sup>a</sup> ELIANA PAULA RIBEIRO

  
MEMBRO - PROF. DR. RANULFO MONTE ALEGRE

MEMBRO - PROF. DR. ALOÍSIO JOSÉ ANTUNES

MEMBRO - PROF.<sup>a</sup> DR.<sup>a</sup> HILARY CASTLE DE MENEZES

À Joanna e Tim pela amizade, suporte e compreensão. Ter encontrado vocês foi muito bom. Guardo vocês no coração. Ao time do Professor Dr. Barbano: muito obrigado.

A toda a galera brasileira lá de Ithaca: Silvia e Antonio, Yang e Claudia, Eduardo e Claudia, Adriana obrigado por tudo. Agradecimento especial à Ruth e Alberto pela amizade e pela força. À Nilda e Plínio, pelo apoio e amizade durante a estadia em Ithaca. Não esquecerei de vocês. Karina e Thaianne, mil beijos para vocês duas. Nas esquinas da vida nos encontraremos com grandes abraços.

A todos os amigos que de perto ou de longe deram o incentivo necessário para que as dificuldades fossem superadas.

Ao Departamento de Engenharia de Alimentos (FEA) pela oportunidade de realizar parte desta tese em Ithaca e pela prorrogação do meu afastamento, para que fosse possível a sua viabilização.

Aos colegas e amigos de Pós-Graduação do Dpto. de Engenharia que de uma maneira ou outra me incentivaram em todos os momentos, fossem eles, fáceis ou difíceis. Pela convivência agradável que tive com vocês todos. Grande abraço.

Aos alunos de graduação, deste período, pela compreensão, e apoio. Muito obrigado!

Aos parques de Ithaca. O tempo de descanso foi pequeno, mas o suficiente, para conhecer a beleza desta pequena e bela cidade. Alguns momentos, em pleno outono, pelas trilhas vazias é para não esquecer.

Ao Milton Nascimento. Ouvi-lo, quando se está longe, acalma o coração. Tua arte é sublime, Bituca.

## **AGRADECIMENTOS**

Ao Prof. Dr. Salvador Massaguer Roig pela orientação e esforço no sentido de viabilizar este trabalho em Cornell University.

Ao Prof. Dr. Syed S. S. H. Rizvi pela gentileza e disponibilidade de uso do seu laboratório, sem o qual não seria possível a realização deste trabalho.

Ao CNPQ pela bolsa modalidade “sanduiche”. Aos funcionários que estiveram envolvidos, pela gentileza e atenção em todos os momentos.

À Walkiria, pelo apoio, ajuda, e paciência. Pela presença na hora certa e pela ausência necessária e também na hora certa. Isto é difícil. Só voce sabe o todo deste trabalho. É muito bom eu saber disto. Não esquecerei. Um grande beijo, de coração.

Ao Marcelo e Lucas, meus filhotes. Adoro voces. Aprendemos muito, juntos. Até viramos caminhoneiros perdidos em New York. Legal, muito legal.

A todos os meus familiares, em particular ao “Seu” Viotto, Genny, Elides, Fátima, Caio e Wagner, pelo apoio e pelas cartas enviadas.

Aos meus primos Wilson, Antonio e Orlando (todos Viotto) e aos cunhados Maricy e João, Luiz Hanada e Branca, à família Hanada, aos meus sogros Luiz e Cecília Hanada pelo apoio e ajuda, assim as coisas ficaram mais fáceis.

À Marlene O. Pires pela retaguarda à família. Voce é muito eficiente. Um beijão.

À Jane Barbutti pelo trabalho que voce teve, para tudo correr bem. Um beijão Jane.

Aos Professores: Dr. David M. Barbano, Dr. Sherbon, Dr. Miller e Dr. Mulvaney (Food Science Department - Cornell University). As pequenas ajudas foram valiosas em momentos importantes. Meu singelo “Thank you very much”.

Aos colegas de planta-piloto e laboratório Randy Brandsma, Dr. Ge, Dr. Lio e Pier Romero pelos momentos de bom e prazeroso trabalho. Uma pena que eles foram rápidos. Aprendi com voces.

**Arlene.**

**Rubinho.**

**Queridos amigos.**

**Boas lembranças. Sempre.**

## NOMENCLATURA

AD	Água Deionizada	
CAS	Caseína	
CD	Ciclo de Diafiltração	
$C_{pi}$	Concentração do componente i no permeado	
CR	Coefficiente de Rejeição	
$C_{ri}$	Concentração do componente i no retentado	
D <sub>xx</sub>	Diafiltração de número xx	
FC	Fator de concentração	
J	Fluxo de permeado	(kg/hm <sup>2</sup> )
$J_{cal}$	Fluxo calculado	(kg/hm <sup>2</sup> )
$J_i$	Fluxo obtido no instante final do experimento	(kg/hm <sup>2</sup> )
$K_f$	Coefficiente devido ao entupimento	
$K_p$	Coefficiente devido à polarização da concentração	
NNC	Nitrogênio não caseíco	
NNP	Nitrogênio não protéico	
NT	Nitrogênio total	
PS	Proteínas do soro	
PT	Proteína total	
ST	Sólidos totais	
t	tempo	(min)
$v_t$	velocidade tangencial	(m/s)
$X_{alimentação\ x}$	porcentagem do componente x na alimentação	
$X_{FC\ ou\ DIAF\ x}$	porcentagem do componente x no FC ou no CD	
Y	Rendimento	

## NOMENCLATURA PARA AS CORRIDAS

“FR”	corrida para separação e concentração da fração rica em caseína das proteínas do soro
“FR-D”	corrida para diafiltração da fração rica em caseína
“RS”	corrida para redução de teor de gordura do leite cru desnatado e não pasteurizado

- “WR” corrida para concentração das proteínas do soro  
“WR-D” corrida para diafiltração das proteínas do soro

## **NOMENCLATURA PARA OS PRODUTOS COMERCIAIS E OS OBTIDOS PELO PROCESSO CASCATA**

ALN	ALANATE 180, caseinato de sódio (Davisco), produto comercial
CC1	Concentrado de caseína a FC 4, produto obtido
CCD	Concentrado de caseína diafiltrada
CCD3	Concentrado de caseína diafiltrada a FC 4 e CD (1S), produto obtido
CCD4	Concentrado de caseína diafiltrada a FC 4 e 4 CD (1S + 3AD), produto obtido
CCD5	Concentrado de caseína diafiltrada a FC 4 e 6 CD (3S + 3AD), produto obtido
CCD6	Concentrado de caseína diafiltrada a FC 6 e 8 CD (4S + 4AD), produto obtido
CCD7	Concentrado de caseína diafiltrada a FC 4 e 8 CD (4S + 4AD), produto obtido
CCD9	Concentrado de caseína diafiltrada a FC 6 e 12 CD (12AD), produto obtido
CPS	Concentrado protéico de soro
CPSD3	Concentrado protéico de soro diafiltrado a FC 6 e 8 CD (AD), produto obtido
CPSD4	Concentrado protéico de soro diafiltrado a FC 7 e 5 CD (AD), produto obtido
CPSD5	Concentrado protéico de soro diafiltrado a FC 7 e 10 CD (AD), produto obtido
CPSD6	Concentrado protéico de soro diafiltrado a FC 6 e 12 CD (AD), produto obtido
DAVCO	Concentrado protéico de soro (Davisco), produto comercial
LBTG	Leite com baixo teor de gordura, produto obtido
LPD	Leite em pó desnatado
LPI	Leite em pó integral
S	Solução utilizada para diafiltração, permeado da concentração do soro, produto obtido
SDPD	Soro desmineralizado e parcialmente delactosado
SP	Soro em pó
WPC-865	Concentrado protéico de soro (Davisco), produto comercial
WPC-866	Concentrado protéico de soro (Davisco), produto comercial
WPI	Isolado protéico de soro (Davisco), produto comercial

# ÍNDICE GERAL

<b>ÍNDICE GERAL</b> .....	<i>i</i>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b> .....	<i>vii</i>
<b>ÍNDICE DE TABELAS</b> .....	<i>ix</i>
<b>ÍNDICE DE ANEXOS</b> .....	<i>x</i>
<b>RESUMO</b> .....	<i>xi</i>
<b>SUMMARY</b> .....	<i>xii</i>
<b>INTRODUÇÃO GERAL</b> .....	01
<b>CAPÍTULO I</b> .....	03
<b>PRODUÇÃO DE CONCENTRADO DE CASEÍNA DIAFILTRADA (CCD) PELO PROCESSO EM CASCATA USANDO MEMBRANAS</b> .....	03
<b>RESUMO</b> .....	03
I.1. <b>INTRODUÇÃO</b> .....	04
I.2. <b>MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	08
I.2.1. <b>MATÉRIA PRIMA</b> .....	08
I.2.2. <b>PROCESSO EM CASCATA PARA SEPARAÇÃO DA GORDURA E FRACIONAMENTO DAS PROTEÍNAS DO LEITE</b> .....	08
I.2.3. <b>PRODUTOS OBTIDOS</b> .....	11

I.2.3.1.	Obtenção do leite com baixo teor de gordura (LBTG).....	13
I.2.3.2.	Obtenção do Concentrado de Caseína (CC1).....	11
I.2.3.3.	Obtenção dos Concentrados de Caseína Diafiltrados (CCDs).....	11
I.2.3.4.	Produto Comercial.....	11
I.2.3.5.	Secagem em secador atomizador.....	12
I.2.4.	<b>SISTEMA DE MICROFILTRAÇÃO / ULTRAFILTRAÇÃO</b> .....	12
I.2.4.1.	Descrição dos elementos componentes do sistema de membranas operando a baixa pressão.....	12
I.2.4.2.	Procedimento para operação do sistema de membranas e obtenção dos dados para a curva de permeação.....	12
I.2.5.	<b>MÉTODOS DE ANÁLISES QUÍMICAS</b> .....	14
I.2.5.1.	Sólidos totais.....	14
I.2.5.2.	Cinzas.....	14
I.2.5.3.	Extração de gordura.....	14
I.2.5.4.	Determinação do nitrogênio total.....	14
I.2.5.5.	Determinação do nitrogênio não protéico.....	14
I.2.5.6.	Determinação do nitrogênio não caseico.....	14
I.2.5.7.	Teor de proteína total.....	14
I.2.5.8.	Teor de proteína.....	14
I.2.5.9.	Teor de caseína.....	14
I.2.5.10.	Teor de proteína do soro.....	14
I.3.	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	15
I.3.1.	<b>REDUÇÃO DO TEOR DE GORDURA DO LEITE CRU DESNATADO ATRAVÉS DA MICROFILTRAÇÃO</b> .....	15
I.3.2.	<b>PRODUÇÃO DE CASEÍNA</b> .....	16
I.3.2.1.	Parâmetros de processamento.....	16
I.3.2.2.	Composição dos produtos finais ricos em caseína concentrada e diafiltrada (CCD).....	17
I.3.3.	<b>ANÁLISE DA COMPOSIÇÃO EM BASE SECA DO CONCENTRADO DE CASEÍNA DURANTE O PROCESSO DE CONCENTRAÇÃO E DIAFILTRAÇÃO</b> .....	19
I.3.4.	<b>ANÁLISE DA PERCENTAGEM DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES</b>	

	DO RETENTADO DA FRAÇÃO RICA EM CASEÍNA.....	23
I.3.5.	ANÁLISE DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO.....	26
I.3.6.	ANÁLISE DO RENDIMENTO E DA PUREZA.....	29
I.3.7.	MODELAGEM DO FLUXO DE PERMEADO.....	31
I.4.	CONCLUSÕES.....	33
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	34
 <b>CAPÍTULO II.....</b>		<b>37</b>
 <b>PROPRIEDADES FUNCIONAIS DOS PRODUTOS RICOS EM CASEÍNA .....</b>		<b>37</b>
<b>RESUMO.....</b>		<b>37</b>
II.1.	INTRODUÇÃO.....	38
II.2.	MATERIAL E MÉTODOS.....	39
II.2.1.	PRODUÇÃO DE CASEÍNA.....	39
II.2.2.	AMOSTRA COMERCIAL.....	39
II.2.3.	ANÁLISES QUÍMICAS.....	39
II.2.3.1.	Sólidos totais.....	39
II.2.3.2.	Cinzas.....	39
II.2.3.3.	Extração de gordura.....	39
II.2.3.4.	Determinação do nitrogênio total.....	39
II.2.3.5.	Determinação do nitrogênio não proteico.....	39
II.2.3.6.	Determinação do nitrogênio não caseico.....	40
II.2.3.7.	Teor de proteína total.....	40
II.2.3.8.	Teor de proteína.....	40
II.2.3.9.	Teor de caseína.....	40
II.2.3.10.	Teor de proteína do soro.....	40
II.2.4.	MÉTODOS PARA PROPRIEDADES FUNCIONAIS.....	40
II.2.4.1.	Solubilidade.....	40
II.2.4.2.	Capacidade de aeração.....	40
II.2.4.3.	Estabilidade da espuma.....	40
II.3.	RESULTADOS e DISCUSSÃO.....	41

II.3.1.	COMPOSIÇÃO QUÍMICA.....	41
II.3.2.	SOLUBILIDADE.....	43
II.3.3.	CAPACIDADE DE AERAÇÃO.....	45
II.3.4.	ESTABILIDADE DA ESPUMA.....	46
II.4.	CONCLUSÕES.....	48
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	49
 <b>CAPÍTULO III.....</b>		<b>51</b>
 <b>PRODUÇÃO DE CONCENTRADO PROTÉICO DE SORO DIAFILTRADO PELO (CPSD) PROCESSO EM CASCATA UTILIZANDO MEMBRANAS CERÂMICAS.....</b>		<b>51</b>
<b>RESUMO.....</b>		<b>51</b>
III.1.	INTRODUÇÃO .....	52
III.2.	MATERIAL E MÉTODOS .....	55
III.2.1.	PRODUÇÃO DOS CONCENTRADOS PROTÉICOS DE SORO DIAFILTRADOS (CPSDs).....	55
III.2.2.	SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO PARA CONCENTRAÇÃO E DIAFILTRAÇÃO DAS PROTEÍNAS DO SORO.....	55
III.2.2.1.	Descrição dos elementos componentes do sistema de ultrafiltração operando a alta pressão .....	55
III.2.2.2.	Procedimento para operação do sistema de membranas e obtenção dos dados para a curva de permeação.....	57
III.2.2.3.	Parâmetros operacionais .....	57
III.2.3.	MÉTODOS DE ANÁLISES QUÍMICAS.....	58
III.2.3.1.	Sólidos totais .....	58
III.2.3.2.	Cinzas .....	58
III.2.3.3.	Extração de gordura .....	58
III.2.3.4.	Determinação do nitrogênio total .....	58
III.2.3.5.	Determinação do nitrogênio não proteico.....	58

III.2.3.6.	Teor de proteína total .....	58
III.2.3.7.	Teor de proteína do soro .....	58
III.3.	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	59
III.3.1.	<b>COMPOSIÇÃO DOS CONCENTRADOS PROTÉICOS DE SORO</b> .....	59
III.3.2.	<b>ANÁLISE DA COMPOSIÇÃO EM BASE SECA DO CONCENTRADO PROTÉICO DE SORO DURANTE O PROCESSO DE CONCENTRAÇÃO E DIAFILTRAÇÃO</b> .....	61
III.3.3.	<b>ANÁLISE DA VARIAÇÃO PERCENTUAL DA COMPOSIÇÃO DO CONCENTRADO PROTÉICO DE SORO DURANTE CONCENTRAÇÃO E A DIAFILTRAÇÃO</b> .....	64
III.3.4.	<b>ANÁLISE DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO</b> .....	66
III.3.5.	<b>ANÁLISE DO RENDIMENTO DE PROTEÍNA DE SORO E DA PUREZA</b> .....	67
III.3.6.	<b>CURVAS DE PERMEAÇÃO</b> .....	69
III.4.	<b>CONCLUSÕES</b> .....	73
	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS</b> .....	74
<b>CAPÍTULO IV</b> .....		77
<b>PROPRIEDADES FUNCIONAIS DOS PRODUTOS RICOS EM PROTÉINAS DO SORO</b> .....		77
<b>RESUMO</b> .....		77
IV.1.	<b>INTRODUÇÃO</b> .....	78
IV.2.	<b>MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	80
IV.2.1	<b>MATÉRIA PRIMA</b> .....	80
IV.2.1.1.	<b>Produção de Concentrado Protéico de Soro (CPSD)</b> .....	80
IV.2.1.2.	<b>Amostra Comercial</b> .....	80
IV.2.2.	<b>ANÁLISES QUÍMICAS</b> .....	80
IV.2.2.1.	<b>Sólidos totais</b> .....	80
IV.2.2.2.	<b>Cinzas</b> .....	80
IV.2.2.3.	<b>Extração de gordura</b> .....	80

IV.2.2.3.	Determinação do nitrogênio total.....	80
IV.2.2.4.	Determinação do nitrogênio não proteico.....	80
IV.2.2.5.	Teor de proteína total.....	81
IV.2.2.6.	Teor de proteína.....	81
IV.2.3.	<b>MÉTODOS PARA AS PROPRIEDADES FUNCIONAIS.....</b>	<b>81</b>
IV.2.3.1.	Solubilidade.....	81
IV.2.3.2.	Capacidade de aeração.....	81
IV.2.3.3.	Estabilidade da Espuma.....	81
IV.3.	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>82</b>
IV.3.1.	<b>COMPOSIÇÃO QUÍMICA.....</b>	<b>82</b>
IV.3.2.	<b>SOLUBILIDADE.....</b>	<b>83</b>
IV.3.3.	<b>CAPACIDADE DE AERAÇÃO (“OVERRUN”).....</b>	<b>85</b>
IV.3.4.	<b>ESTABILIDADE DA ESPUMA.....</b>	<b>86</b>
IV.4	<b>CONCLUSÕES.....</b>	<b>88</b>
	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS.....</b>	<b>89</b>
 <b>CONCLUSÃO GERAL.....</b>		<b>92</b>
 <b>ANEXOS.....</b>		<b>94</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA I.1-	Fluxograma do Processo Cascata para Fracionamento das Proteínas do Leite.....	09
FIGURA I.2-	Fluxograma do Processo Cascata para Fracionamento das Proteínas do Leite incluindo as Etapas de Diafiltração.....	10
FIGURA I.3-	Sistema de Ultrafiltração para Baixa Pressão (40 psi).....	13
FIGURA I.4-	Composição em base seca para a corrida 11 FR.....	20
FIGURA I.5-	Composição em base seca para a corrida 12 FR.....	20
FIGURA I.6-	Composição em base seca para a corrida 16 FR.....	22
FIGURA I.7-	Variação da composição para a corrida 11 FR.....	24
FIGURA I.8-	Variação da composição para a corrida 12 FR.....	25
FIGURA I.9-	Coefficiente de rejeição para a corrida 11 FR.....	27
FIGURA I.10-	Coefficiente de rejeição para a corrida 16 FR.....	29
FIGURA I.11-	Comportamento do rendimento e da pureza para a corrida 12 FR.....	30
FIGURA I.12-	Fluxo de permeado em função do tempo de processamento para a corrida 10 FR.....	32
FIGURA II.1 -	Solubilidade dos produtos ricos em caseína e do caseinato.....	44
FIGURA II.2-	Capacidade de aeração dos produtos ricos em caseína e do caseinato.....	46
FIGURA II.3-	Estabilidade da espuma dos produtos ricos em caseína e do caseinato.....	47
FIGURA III.1-	Sistema para Ultrafiltração a alta Pressão (80 psi).....	56
FIGURA III.2-	Composição (em base seca) da solução de proteína durante a concentração e diafiltração, corrida 12 WR, usando membrana cerâmica diâmetro do poro 0,01 µm.....	62
FIGURA III.3-	Composição (em base seca) da solução de proteína durante a concentração e diafiltração, corrida 20 WR, usando membrana cerâmica diâmetro do poro 0,02 µm.....	63
FIGURA III.4-	Percentual de variação da composição do retentado para a corrida 12 WR utilizando membrana cerâmica, diâmetro de poro 0,01 µm, na concentração e diafiltração das proteínas do soro.....	64
FIGURA III.5-	Percentual de variação da composição do retentado para a corrida 20 WR	

	utilizando membrana cerâmica, diâmetro do poro 0,02 $\mu\text{m}$ , na concentração e diafiltração das proteínas do soro.....	65
FIGURA III.6-	Coeficiente de rejeição dos componentes da solução de soro para a corrida 12 WR, usando membrana cerâmica, diâmetro do poro 0,01 $\mu\text{m}$ ...	67
FIGURA III.7-	Comportamento de Rendimento e Pureza para as proteínas do soro na corrida 12 WR, usando membrana cerâmica, diâmetro do poro de 0,01 $\mu\text{m}$ .....	68
FIGURA III.8-	Comportamento de Rendimento e Pureza para as proteínas do soro na corrida 20 WR, usando membrana cerâmica, diâmetro do poro de 0,02 $\mu\text{m}$ .....	68
FIGURA III.9-	Fluxo de permeado experimental e calculado pelo modelo de WU et alli (1991) para o processo de concentração da proteína do soro. Membrana cerâmica, 0,01 $\mu\text{m}$ , até FC 2, processo 1.....	70
FIGURAIII.10-	Fluxo de permeado experimental e calculado pelo modelo de WU et alli (1991) de FC 2 até FC 6, processo 2. Membrana cerâmica, 0,01 $\mu\text{m}$ .....	71
FIGURAIII.11-	Fluxo de permeado experimental e calculado pelo modelo de WU et alli (1991) para o processo de Diafiltração. Membrana cerâmica, 0,01 $\mu\text{m}$ .....	71
FIGURA IV.1.	Comportamento da Solubilidade do IPS, CPS e CPSDs em função do pH para amostras comerciais e produtos obtidos pelo processo em cascata.....	85
FIGURAIIV.2 -	Capacidade de aeração para os produtos obtidos pelo processo em cascata e os produtos comerciais, para diferentes tempo de batimento.....	86
FIGURA IV.3-	Estabilidade da Espuma para os produtos obtidos pelo processo em cascata e os produtos comerciais, para diferentes tempos de batimento.....	87

## ÍNDICE DE TABELAS

TABELA I.1	Parâmetros físicos e operacionais para a etapa de redução do teor de gordura do leite desnatado, usando membrana cerâmica diâmetro do poro de 0,8 $\mu\text{m}$ .....	15
TABELA I.2-	Composição do leite cru desnatado, usado no processo de redução do teor de gordura, membrana cerâmica com diâmetro do poro de 0,8 $\mu\text{m}$ ....	16
TABELA I.3-	Parâmetros de processo para a concentração e diafiltração da caseína utilizando membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,05 $\mu\text{m}$ .....	17
TABELA I.4-	Composição, em base seca, da matéria prima para membrana 0,05 $\mu\text{m}$ .....	17
TABELA I.5-	Composição final, em base seca, das caseínas concentradas e diafiltradas..	18
TABELA II.1-	Parâmetros de processamento para a concentração e diafiltração da caseína utilizando membranas cerâmicas com diâmetro de poro de 0,05 $\mu\text{m}$ .....	41
TABELA II.2-	Composição química dos produtos obtidos (LBTG, CC1 e CCDs) e amostra comercial de caseinato em pó (ALN).....	42
TABELA III.1-	Condições operacionais de processamento para obtenção de CPSD utilizando o processo em cascata de fracionamento de proteínas do leite...58	
TABELA III.2-	Composição química da matéria prima para a produção dos diversos CPSDs obtidos pelo processo em cascata. Valores em base seca.....	59
TABELA III.3-	Composição química dos diversos CPSD obtidos pelo processo em cascata. Valores calculados em base seca.....	60
TABELA III.4-	Porcentagem de proteínas do soro inicial e final, em base seca, FC e CD para obtenção dos CPSDs.....	60
TABELA III.5-	Valores dos coeficientes $K_p$ e $K_f$ e $J_i$ -Fluxo de permeado ao final do processo para as etapas de ultrafiltração das proteínas do soro, corrida 11 WR.....	72
TABELA IV.1-	Parâmetros operacionais para a produção dos CPSDs.....	82
TABELA IV.2-	Composição química, em base seca, dos diversos CPSDs obtidos pelo processo em cascata.....	83
TABELA IV.3-	Composição química, em base seca, das amostras comerciais de Concentrados Protéicos de Soro e do Isolado Protéico de Soro .....	83

## ÍNDICE DE ANEXOS

<b>ANEXO A -</b>	Descrição do Equipamento para Baixa Pressão.....	94
<b>ANEXO B -</b>	Operação do Sistema de Baixa Pressão.....	94
<b>ANEXO C -</b>	Descrição do Equipamento para Alta Pressão.....	95
<b>ANEXO D -</b>	Operação do Sistema de Baixa Pressão.....	96
<b>ANEXO E -</b>	Limpeza do Sistema.....	97
<b>ANEXO F -</b>	Procedimentos para Análises Químicas.....	100
<b>ANEXO G -</b>	Procedimentos para Análises das Propriedades Funcionais.....	105
<b>ANEXO H -</b>	Dados Experimentais.....	108

## RESUMO

A partir de leite cru desnatado e não pasteurizado foi desenvolvido o processo em cascata de fracionamento das proteínas do leite empregando membranas cerâmicas. Para uma maior separação da gordura foi empregada a membrana de microfiltração com diâmetro de poro de 0,8  $\mu\text{m}$  cujo retentado caracterizou-se como um produto com alto teor de gordura. O permeado, leite com reduzido teor de gordura, foi utilizado na etapa seguinte de ultrafiltração, onde uma membrana cerâmica de poro de 0,05  $\mu\text{m}$  fez a concentração e diafiltração das micelas de caseína e produziu como permeado uma solução de proteínas do soro. Este produto foi então concentrado e diafiltrado, por ultrafiltração, utilizando membranas cerâmicas de poro de 0,01  $\mu\text{m}$  e 0,02  $\mu\text{m}$ . Os produtos na forma de concentrados foram secos em um secador por atomização.

Para a concentração de caseína empregou-se Fatores de Concentração (FC) 4 e 6, enquanto que os ciclos de diafiltração foram feitos combinando-se o uso de permeado do processo de concentração das proteínas do soro (denominado de solução) e água deionizada, ou somente água deionizada em números variáveis de ciclos, perfazendo um total máximo de 12. No caso das proteínas do soro os valores dos FCs foram 6 ou 7, e utilizou-se somente água deionizada para a diafiltração, chegando a 12 ciclos de diafiltração. Foram obtidos diversos produtos em função da combinação destas duas variáveis.

O modelo de WU et alli (1991) desenvolvido para soluções com uma única proteína foi aplicado para a avaliação do fluxo de permeado nas etapas de concentração da caseína e das proteínas do soro. Para o trecho de queda de fluxo aproximadamente constante o modelo apresentou boa concordância com os dados experimentais.

Os vários CCDs e CPSDs obtidos tiveram suas propriedades funcionais avaliadas em relação à solubilidade, capacidade de aeração e estabilidade da espuma e apresentaram resultados comparáveis ou superiores aos produtos comerciais utilizados para fins de comparação.

## SUMMARY

Cascade process, a new method to fractionate proteins from raw skim milk using microfiltration and ultrafiltration ceramic membranes, was studied. For fat separation, the microfiltration membrane, pore size 0,8  $\mu\text{m}$ , produced the milk rich fat fraction (retentate) and fat reduced raw skim milk (permeate). The permeate was used at the followed ultrafiltration step with ceramic membrane, pore size 0,05  $\mu\text{m}$ , to perform the concentration and diafiltration of casein rich fraction and to obtain the rich fraction of whey proteins at the permeate side. This product was concentrated and diafiltered by ultrafiltration, using ceramic membrane, pore size 0,01 and 0,02  $\mu\text{m}$ . All the products were dried in spray drier.

Casein rich fraction was ultrafiltered to obtain Concentration Factor (CF) 4 and 6. The permeate obtained from concentration of whey protein rich fraction was used to diafilter the casein rich fraction. Different ratios of this permeate and deionized water (DW) were used as diafiltering liquid. The purification of casein was tested using only DW. The number of Diafiltration Cycle (DC) of each diafiltering liquid was variable, until the maximum value of 12 times with DW. The whey protein processing used values of CF 6 or 7 and DC 12, using DW.

Different runs using many combinations of CF and DC produced different concentrated protein powder, as Casein Concentrated and Diafiltered (CCD) and Whey Protein Concentrated Diafiltered (WPCD) with different chemical composition on each group of product. During the run, change of chemical composition was determined at some CFs and/or DCs.

The WU's (1991) model was developed for solution with only one protein. Its application was used, on this work, at the concentration step of casein rich fraction, concentration and diafiltration of whey protein rich fraction. At the almost constant decline period of permeate flux, the model showed good agreement with experimental data.

The functional properties (solubility, overrun and foaming stability) of CCDs and WPCDs were comparable or better than some commercial products, showing that cascade process is a feasible membrane technique for milk proteins fractionation.

# INTRODUÇÃO GERAL

O Concentrado Protéico de Soro (CPS) e a Caseína e/ou Caseinatos são grupos de produtos ricos em proteínas do leite que possuem inúmeras aplicações industriais, sendo boa parte delas como insumo para a indústria de alimentos. No setor alimentício a maioria das suas aplicações justifica-se pelo importante destaque na formulação de produtos, seja para o aumento do valor protéico do produto final, ou ainda como componente otimizador de certas propriedades funcionais desejadas no produto.

O processo convencional de obtenção do CPS utiliza várias tecnologias combinadas, sendo a utilização de membranas a mais importante e também a mais utilizada. A matéria prima usada é o soro proveniente da fabricação do queijo ou da caseína, e independentemente da origem do soro, eles apresentam significativas variações de composição e sofrem tratamentos que vão interferir nas características do produto final. A caseína e/ou os caseinatos apresentam os seus processos de fabricação baseados na precipitação ácida, dessoragem e secagem.

No caso do CPS o método tradicional de produção resulta em produtos com alta variabilidade nas suas propriedades funcionais, conseqüentemente isto tem sido um obstáculo à expansão do emprego do CPS em várias aplicações como insumo industrial.

As possibilidades de desenvolvimento de produtos com elevado valor agregado é uma realidade colocada para a indústria de laticínios, na medida em que a tendência mundial é de declínio no consumo do leite "in natura". Na literatura encontram-se inúmeras referências tratando da separação de alguns componentes do leite aplicando diferentes técnicas. A recuperação de proteína do soro proveniente do processo de fabricação de queijo e o crescente e necessário combate à poluição ambiental, estimularam de maneira significativa a produção de soro em pó com elevado teor de proteína, utilizando o processo de separação e concentração por membranas, em particular a Ultrafiltração (UF). Devido à rápida evolução da tecnologia de membranas tem sido possível o desenvolvimento de inúmeras aplicações industriais em geral e, particularmente, na indústria láctea. Ainda não foi desenvolvida a aplicação das membranas cerâmicas para o processo de separação e

concentração das proteínas do leite, a partir do leite desnatado e não pasteurizado, utilizando o processo em cascata para a produção de concentrados ricos em proteínas.

Neste estudo, um novo caminho foi explorado para produzir Concentrado Protéico de Soro Diafiltrado (CPSD) e Caseína Concentrada Dialfiltrada (CCD). Leite bovino, cru e desnatado, foi primeiramente microfiltrado com membrana cerâmica de diâmetro de poro de 0,8  $\mu\text{m}$  para reduzir o conteúdo de gordura para cerca de 0,025% (um quarto do valor da gordura para o leite desnatado normal). O leite desnatado foi então fracionado em uma parte rica em caseína e uma outra fração rica em proteínas do soro com uma membrana cerâmica de diâmetro do poro de 0,05  $\mu\text{m}$ , na qual a fração rica em caseína foi concentrada e diafiltrada. A partir da fração rica em proteínas do soro estas foram concentradas e diafiltradas usando membranas de diâmetro do poro de 0,01 e 0,02  $\mu\text{m}$ . Desta forma, nenhum produto químico ou tratamento térmico mais severo foi envolvido nesse processo, e portanto as proteínas do soro estão na sua forma nativa quando obtida diretamente do leite e assim os CPSs apresentaram boa estabilidade em relação aos seus componentes e às suas propriedades funcionais.

Os Capítulos I e III abordam os aspectos relativos à concentração, diafiltração, modelagem, composição e obtenção dos produtos em pó, enquanto que os Capítulos II e IV avaliam algumas propriedades funcionais destes produtos obtidos em planta piloto, tais como: solubilidade, capacidade de aeração e estabilidade da espuma.

# ***CAPÍTULO I***

## **PRODUÇÃO DE CONCENTRADO DE CASEÍNA DIAFILTRADA (CCD) PELO PROCESSO EM CASCATA USANDO MEMBRANAS CERÂMICAS.**

### **RESUMO**

Três procedimentos básicos para a obtenção de produtos ricos em caseína na forma nativa foram realizados através da utilização de membranas cerâmicas com posterior secagem em secador atomizador. No primeiro procedimento foi feita a redução do teor de gordura, a partir do leite cru desnatado, usando membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,8 µm até Fator de Concentração (FC) 20, resultando no produto denominado Leite com baixo teor de gordura (LBTG), como permeado. No segundo procedimento, repetiu-se o anterior, sendo que o permeado obtido da membrana 0,8 µm foi concentrado através de uma membrana com diâmetro de poro de 0,05 µm até FC 4, para produzir Concentrado de Caseína (CC1), pelo processo em cascata. No último procedimento foi usada a diafiltração, para aumentar a pureza do Concentrado de Caseína Diafiltrada (CCD), e obtiveram-se 5 produtos.

Foi possível verificar os efeitos do FC, número de Ciclos de Diafiltração (CD) e natureza do líquido diafiltrante na composição química durante o processo e no produto final. Os valores do FC foram 4 e 6 e o número de CD entre 1 e 12, sendo usado como líquido diafiltrante o permeado proveniente da concentração do soro (denominado solução) e a água deionizada. A pureza para os diversos produtos, em termos de concentração de caseína variou entre 33,24 e 74,19 %. Para a remoção da proteína do soro verificou-se que o aumento do FC foi efetivo até o valor 6. Para a purificação das micelas de caseína a diafiltração mostrou-se adequada, sendo que a solução, proveniente do processo de concentração das proteínas do soro, foi mais efetiva na remoção das proteínas do soro e a água deionizada para a lactose e cinzas.

## **I.1. INTRODUÇÃO**

As proteínas do leite tem sido tradicionalmente usadas como ingredientes funcionais numa ampla gama de produtos alimentícios. Com o aumento do número de novos produtos, tem aumentado a demanda por ingredientes protéicos, tanto em quantidade, como em diversidade de pós com alto teor de proteínas do leite e com propriedades funcionais específicas para o uso em determinados produtos. Em uma revisão sobre o assunto, KINSELLA (1976), ressalta a qualidade funcional das proteínas do leite e apresenta mais de 14 aplicações gerais para 6 diferentes grupos destes produtos, como: Leite em Pó Integral (LPI), Leite em Pó Desnatado (LPD), Soro em Pó (SP), Soro Desmineralizado e Parcialmente Delactosado (SDPD), Concentrado Protéico de Soro (CPS) e Caseína.

SOUTHWARD (1989) apresenta uma lista de 11 diferentes aplicações industriais da caseína não envolvendo o setor alimentício, tais como cola, couro, produtos de borracha, fibras têxteis, filmes e plásticos. Já no setor alimentício 14 grupos de produtos ricos em caseína são utilizados em mais de 128 aplicações, aproveitando o seu valor nutricional e as suas múltiplas propriedades funcionais. Nos setores, como o farmacêutico, de preparação de dietas e de aplicações médicas existem 16 diferentes aplicações da caseína, sendo quase todas elas aproveitando o seu aspecto nutricional.

A demanda crescente por ingredientes alimentícios com propriedades funcionais específicas e a menor procura por produtos com alto teor de gordura, tem levado a indústria de laticínios a buscar novas tecnologias para a obtenção de produtos com estas características.

Leite em Pó Desnatado (LPD) tem sido usado como ingrediente na indústria de alimentos como fonte de proteínas do leite. Entretanto, os usos do LPD em formulações alimentares apresentam algumas limitações quanto a suas aplicações. Este produto contém aproximadamente 35% de proteína total e 50% de lactose. O alto teor de lactose do LPD causa problemas num produto formulado, uma vez que a presença deste açúcar redutor leva a uma reação de escurecimento não

enzimático (Reação de Maillard) sob certas condições de aquecimento. Além do escurecimento, o complexo proteína-carboidrato ou os seus produtos de decomposição resultam na produção de substâncias redutoras fluorescentes e compostos com características desagradáveis quanto ao sabor. (NICKERSON, 1974). A presença de lactose pode também inibir as propriedades funcionais das proteínas em produtos alimentícios formulados. Nas aplicações industriais na área de alimentos, o LPD apresenta a caseína como o seu mais importante componente, tanto em conteúdo como em qualidade. A caseína e as proteínas do soro apresentam várias propriedades funcionais e podem ser melhor utilizadas nas suas formas isoladas (MORR, 1973 e MORR, 1981). O método tradicional usado para o fracionamento das proteínas do leite afeta o estado nativo das proteínas e conseqüentemente as suas funcionalidades. Assim a obtenção de proteínas na sua forma nativa pode ser realizada com o objetivo de se criar novos concentrados de proteína com aplicações específicas.

As proteínas do leite são reconhecidas por apresentarem excelente digestibilidade e elevada qualidade nutricional. Caseínas e caseinatos fornecem excelente solubilidade e funcionalidade em produtos alimentícios que tem pH alcalino e baixa concentração de cálcio (MORR, 1984).

Estima-se que o leite contém mais de 100.000 espécies moleculares, porém isto pode ser simplificado para 4,1% de gordura, 3,6% de proteína, 4,9% de lactose e 0,7% de cinzas e o restante (86,7%) de água. A estrutura do leite pode ser descrita como uma emulsão de glóbulos de gordura, uma suspensão coloidal de proteínas e solução de lactose e minerais (GOFF, 1992). Quase toda a caseína no leite subresfriado esta presente na forma de partículas aproximadamente esféricas, sendo a maioria entre 0,02  $\mu\text{m}$  e 0,3  $\mu\text{m}$  de diâmetro (WALSTRA, 1984). Este modelo estrutural do leite permite o fracionamento dos seus componentes nativos usando diferentes métodos. Com base nas características físico-químicas das proteínas do leite, vários métodos tem sido propostos para o fracionamento das proteínas do leite (DAVIES, 1977). Alguns destes métodos tem apresentado sucesso limitado principalmente por não serem economicamente viáveis em escala comercial (MORR, 1984).

O leite contém 27 g/l de caseína que existe numa forma de micela altamente hidratada (10 a 250 nm,  $10^9$  daltons) contendo  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$ ,  $\beta$ - e  $\kappa$ -caseína. Além disso o citrato, cálcio e principalmente o fosfato coloidal do cálcio são componentes que integram e coletivamente estabilizam

a micela. A caseína no leite pode ser precipitada por: 1- clivagem da  $\kappa$ -caseína, 2- ajustando o pH a 4,6, 3- adicionando excesso de cálcio e 4- adicionando etanol ou por aquecimento a altas temperaturas. Baseados nestas informações, vários procedimentos tem sido desenvolvidos para a manufatura de caseínas ou caseinatos (ROEPER, 1976). Dois métodos industriais são usados para desestabilizar a caseína do leite: 1- precipitação pelo abaixamento do pH para o seu ponto isoelétrico (pH 4,6), ou 2- coagulação por um variado número de enzimas proteolíticas que hidrolizam a  $\kappa$ -caseína e rompem a micela de caseína susceptível à precipitação por  $\text{Ca}^{2+}$  na concentração natural do leite (MULVIHILL, 1989).

Os tratamentos ácido e alcalino rompem a estrutura nativa das partículas de caseína, sendo que os caseinatos formados apresentam pouca semelhança com as micelas de caseína no leite em relação à sua forma nativa (KINSELLA, 1987).

A primeira etapa para o isolamento da caseína do leite é a remoção da gordura para permitir certas propriedades funcionais e minimizar os futuros defeitos de sabor. Em seguida, a caseína deve ser desestabilizada, tornando-se insolúvel para assim ser separada da parte solúvel composta de proteínas do soro, lactose e sais. Após a separação, a caseína deve ainda ser lavada para a remoção de sólidos solúveis residuais e finalmente ser seca (MULVIHILL, 1989 e MULLER, 1982). Os caseinatos são produzidos pela neutralização do precipitado úmido da caseína com base apropriada para neutraliza-la e então ser seco em secador atomizador (MORR, 1984).

A tecnologia de membrana é uma ferramenta bastante útil para o fracionamento das proteínas do leite. Seu uso pela indústria de laticínios já tem levado à criação de novos produtos com alto valor agregado. As proteínas do leite têm a única vantagem de oferecer duplo benefício, ou seja, fornecer alto valor nutricional entre todas as fontes de proteína disponíveis para nutrição humana, combinado com particulares características físico-química (gelatinização, formação de espuma, emulsificação, capacidade de manter água ligada) o que tem permitido amplas aplicações funcionais na indústria de alimentos (MAUBOIS et al. 1992). A variedade de pós de caseínas e caseinatos irá expandir, incluindo os produtos manufaturados, com o rápido e crescente desenvolvimento da tecnologia de membranas, na medida em que esta opção tecnológica encontrar uma solução economicamente viável para a separação de todas as proteínas da lactose e dos sais minerais do leite

em escala comercial (MULVIHILL, 1989), seja para a produção das micelas de caseína, seja para as proteínas do soro em sua forma naturalmente solúvel (MULLER, 1982).

FAUQUANT et al. (1988) usaram a membrana com diâmetro de poro de 0,2  $\mu\text{m}$  para a separação da caseína do leite desengordurado e obtiveram uma concentração específica de micelas de caseína, sendo o permeado com composição muito próxima ao soro doce, não contendo caseinomacropéptido, fosfolipoproteína nem bactéria. PIERRE et al. (1992), citados por MAUBOIS (1992), usando esta mesma membrana, fizeram a diafiltração usando água e obtiveram fosfocaseína purificada com mais de 90% de proteína em base seca. Após secagem em secador atomizador o produto compete facilmente com o tradicional caseinato de cálcio em muitas aplicações.

Devido ao recente advento das membranas cerâmicas e o desenvolvimento de membranas assimétricas, é reduzido o número de trabalhos desenvolvidos utilizando este tipo de material, pois apesar das inúmeras vantagens que ele apresenta em relação aos aspectos de resistência mecânica, química e durabilidade, o aspecto econômico ainda dificulta sua viabilização a nível industrial.

Com o objetivo de se desenvolver o fracionamento das proteínas do leite utilizando o processo cascata, foram utilizadas as membranas cerâmicas em todas as etapas de processamento com vistas ao seu desempenho quanto à separação dos respectivos componentes.

## **I.2. MATERIAL E MÉTODOS**

### **I.2.1. MATÉRIA PRIMA**

Os latões contendo leite cru desnatado obtidos da Planta Piloto de Laticínios da Cornell University foram aquecidos num banho de água quente com injeção direta de vapor até a temperatura de 60°C por 20 minutos, sendo o leite agitado continuamente. Em seguida, o produto foi resfriado a 50°C para iniciar o processo cascata.

### **I.2.2. PROCESSO EM CASCATA PARA SEPARAÇÃO DA GORDURA E FRACIONAMENTO DAS PROTEÍNAS DO LEITE**

O fluxograma da FIGURA I.1 apresenta o procedimento adotado para a separação da gordura do leite e o fracionamento das proteínas do leite, denominado processo em cascata. O procedimento parte do uso do leite desnatado não pasteurizado, porém tratado a 60 °C por 20 minutos para diminuir o crescimento de microrganismos. Após este tratamento é feita uma microfiltração usando membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,8 µm com vistas à separação da gordura, sob as seguintes condições operacionais: velocidade tangencial 5,4 - 6,1 m/s; pressão transmembrana 25 psi e temperatura de 50 °C. Na primeira etapa obtém-se como retentado uma fração rica em gordura e como permeado uma fração com baixo teor de gordura, (LBTG).

O LBTG é utilizado para a etapa seguinte de ultrafiltração, usando membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,05 µm, para a separação dos grupos de proteínas do leite: a caseína e as proteínas do soro. Nesta mesma membrana ocorreu o processo de concentração e diafiltração da caseína. O permeado obtido neste processo contém as proteínas do soro. Foram utilizadas as seguintes condições operacionais: velocidade tangencial 4,8 - 5,4 m/s; pressão transmembrana 40 - 50 psi e temperatura de 50 °C.

A FIGURA I.2 apresenta o fluxograma do processo em cascata apontando as etapas de diafiltração da caseína e das proteínas do soro para a purificação das mesmas. Na diafiltração da

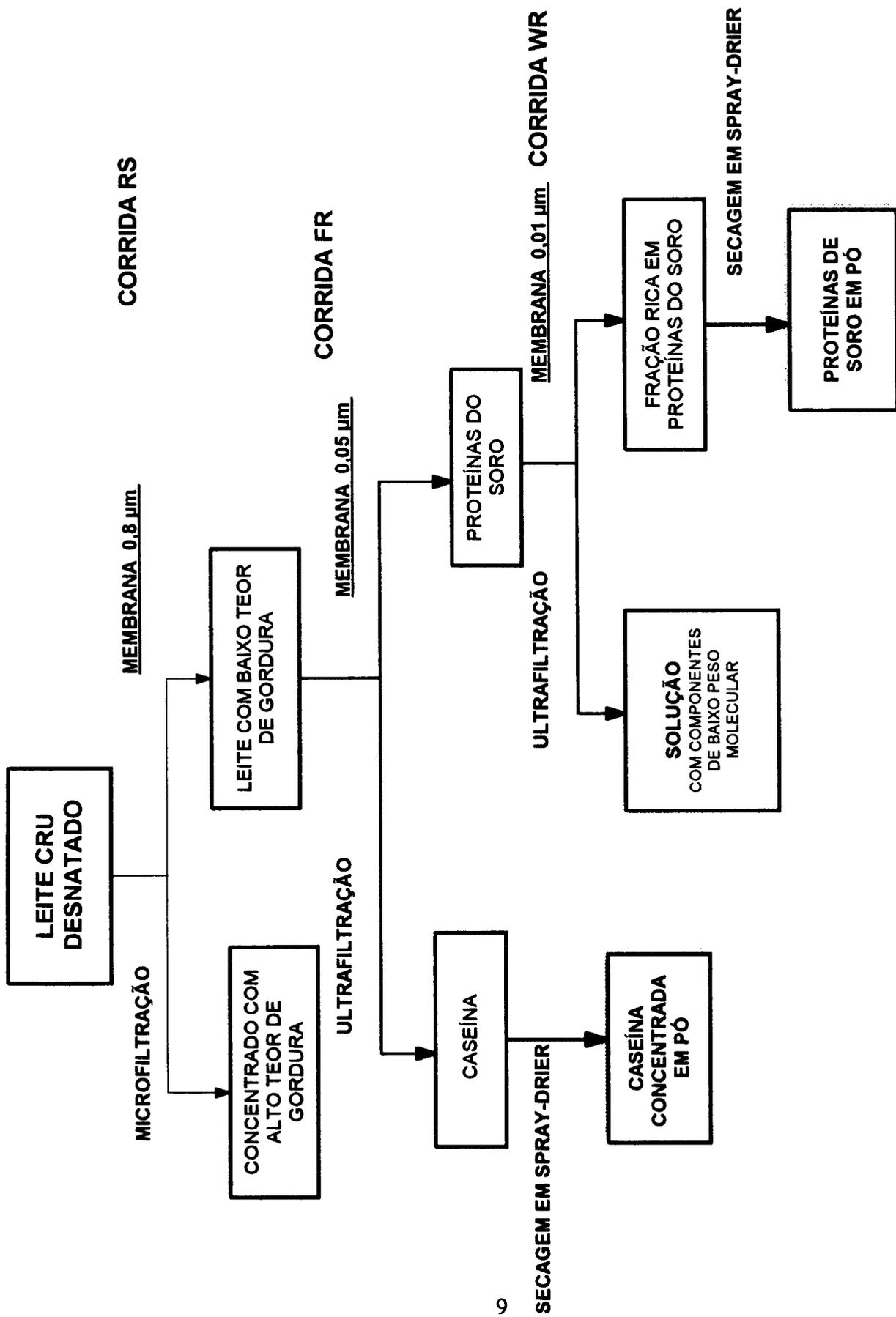


Figura 1.1 - Fluxograma do processo em cascata para fracionamento das proteínas do leite.

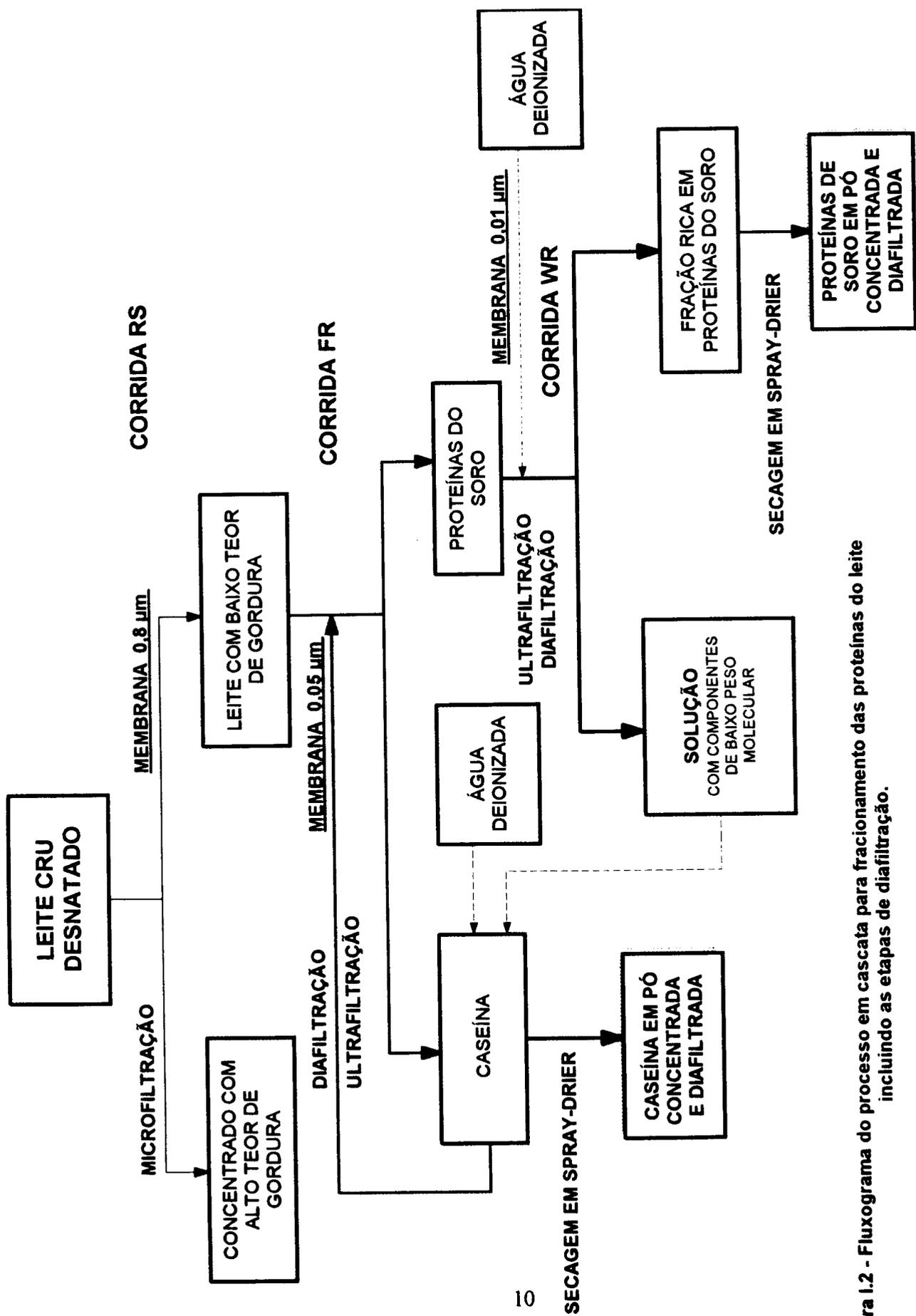


Figura 1.2 - Fluxograma do processo em cascata para fracionamento das proteínas do leite incluindo as etapas de diafiltração.

caseína foi utilizada água deionizada e também a solução proveniente da permeação dos processos de concentração e diafiltração das proteínas do soro. Esta solução é composta, por lactose, sais minerais, peptídeos e outros componentes de baixo peso molecular, e apresentou composição variável durante a concentração e diafiltração da fração rica em caseína.

### **I.2.3. PRODUTOS OBTIDOS**

#### **I.2.3.1. Obtenção do Leite com Baixo Teor de Gordura (LBTG)**

Este produto foi o permeado obtido da separação da gordura do leite cru desnatado através da membrana 0,8 µm, até o FC 20. O valor de Fator de Concentração é calculado como é mostrado abaixo:

$$\text{Fator de Concentração (FC)} = \text{Volume Inicial} / \text{Volume de Retentado} \quad (\text{I.1})$$

#### **I.2.3.2. Obtenção do Concentrado de Caseína (CC1)**

O LBTG obtido através da membrana 0,8 µm, até o FC 20 foi concentrado, através da membrana de poro 0,05 µm até o FC 4. O concentrado obtido não sofreu nenhuma etapa de diafiltração.

#### **I.2.3.3. Obtenção dos Concentrados de Caseína Diafiltrados (CCDs)**

O LBTG obtido através da membrana 0,8 µm, até o FC 20 foi concentrado, através da membrana de poro 0,05 µm até o FC 4 ou FC 6. Estes concentrados foram submetidos a diversas etapas de diafiltração com água deionizada e solução com componentes de baixo peso molecular.

#### **I.2.3.4. Produto Comercial**

A amostra comercial Alanate - 180 (ALN) é o caseinato de sódio da empresa New Zealand Milk Products, Santa Rosa, CA.

### **I.2.3.5. Secagem em secador atomizador**

Todos os produtos obtidos foram secos em secador atomizador, em escala de planta piloto, equipado com atomizador girando a 16.000 rpm. As temperaturas de entrada e saída do ar foram respectivamente 180 e 95 °C.

## **I.2.4. SISTEMA DE MICROFILTRAÇÃO / ULTRAFILTRAÇÃO**

### **I.2.4.1 Descrição dos elementos componentes do sistema de membranas operando a baixa pressão.**

A FIGURA I.3 representa esquematicamente o sistema que foi utilizado para os processos de separação da gordura do leite cru desnatado, concentração e diafiltração da fração rica em caseína. A completa identificação e especificação dos componentes do sistema esta detalhada no Anexo A.

### **I.2.4.2. Procedimento para operação do sistema de membranas e obtenção dos dados para a curva de permeação.**

Após a completa limpeza do sistema e das membranas, o procedimento para uma corrida seguiu várias etapas. Para cada início de ciclo de operação é de fundamental importância que o fluxo de água seja verificado, sempre sob as mesmas condições, e seja comparado com os valores obtidos anteriormente. Em caso de um fluxo menor, torna-se necessário repetir o processo de limpeza. O procedimento operacional detalhado esta descrito no Anexo B. Os métodos de limpeza das membranas para os diversos produtos estão mostrados no Anexo E.

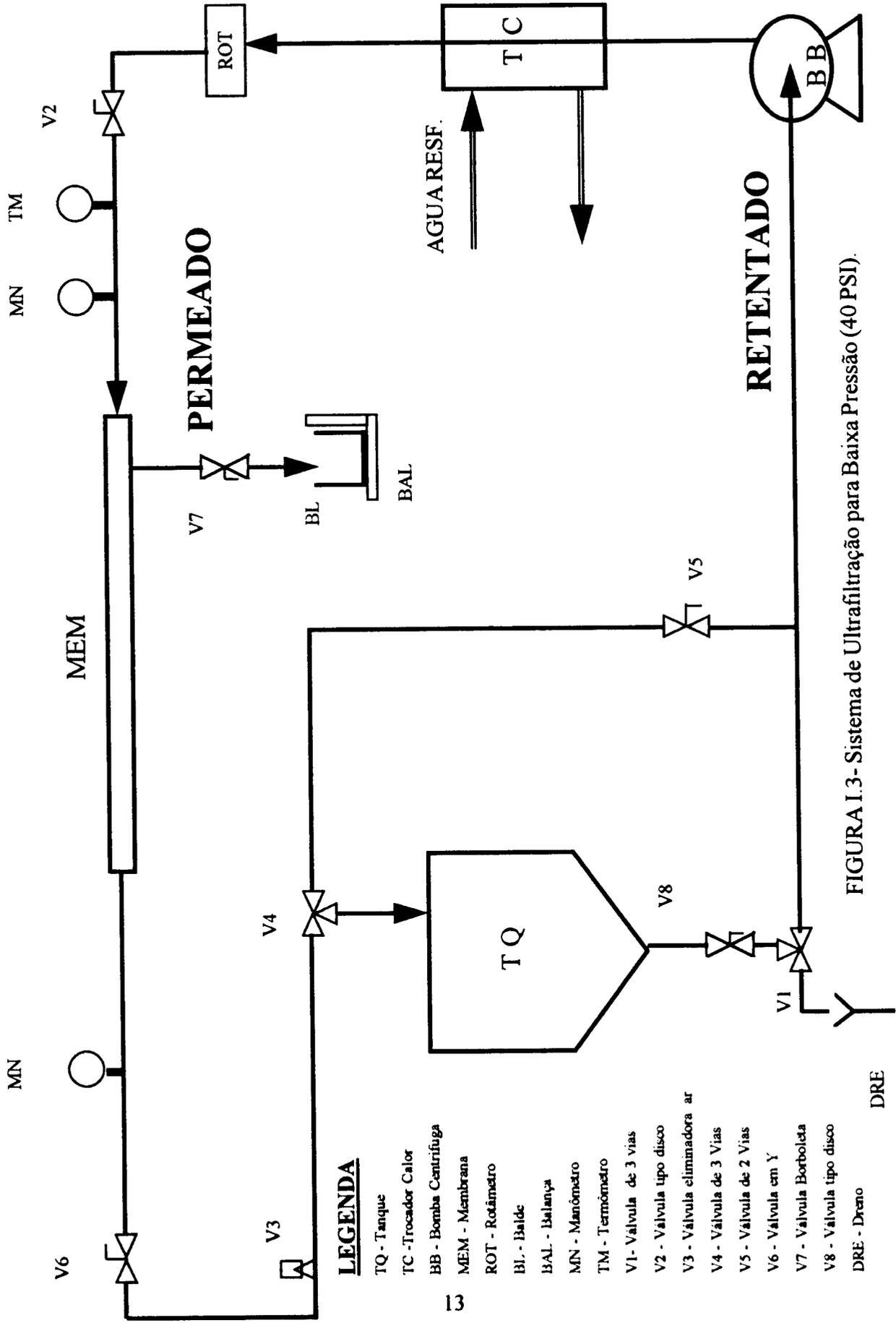


FIGURA I.3 - Sistema de Ultrafiltração para Baixa Pressão (40 PSI).

**LEGENDA**

- TQ - Tanque
- TC - Trocador Calor
- BB - Bomba Centrífuga
- MEM - Membrana
- ROT - Rotâmetro
- BL - Balde
- BAL - Balança
- MN - Manômetro
- TM - Termômetro
- V1 - Válvula de 3 vias
- V2 - Válvula tipo disco
- V3 - Válvula eliminadora ar
- V4 - Válvula de 3 Vias
- V5 - Válvula de 2 Vias
- V6 - Válvula em Y
- V7 - Válvula Borboleta
- V8 - Válvula tipo disco
- DRE - Dreno

## **I.2.5. MÉTODOS DE ANÁLISES QUÍMICAS**

Durante o procedimento experimental várias amostras foram recolhidas, tanto do retentado como do permeado, para as análises de sólidos totais, cinzas, gordura, nitrogênio total, nitrogênio não caseíco e nitrogênio não protéico. Abaixo segue a relação das análises realizadas e os seus respectivos métodos.

**I.2.5.1. Sólidos totais, Método Oficial , AOAC 925.23.**

**I.2.5.2. Cinzas, Método Oficial , AOAC 945.46.**

**I.2.5.3. Extração de gordura, Método Oficial AOAC 989.05.**

**I.2.5.4. Determinação do nitrogênio total, Método Oficial , AOAC 991.20.**

**I.2.5.5. Determinação do nitrogênio não protéico, Método Oficial , AOAC 991.21.**

**I.2.5.6. Determinação do nitrogênio não caseíco, IDF Standard número 29.**

**I.2.5.7. Teor de proteína total, igual ao nitrogênio total x 6,38.**

**I.2.5.8. Teor de proteína, igual ao (nitrogênio total - nitrogênio não protéico) x 6,38. Método Oficial AOAC 991.23.**

**I.2.5.9. Teor de caseína, igual ao (nitrogênio total - nitrogênio não caseíco) x 6,38**

**I.2.5.10. Teor de proteína do soro, igual ao (nitrogênio não caseíco - nitrogênio não protéico) x 6,38.**

## I.3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### I.3.1. REDUÇÃO DO TEOR DE GORDURA DO LEITE CRU DESNATADO ATRAVÉS DA MICROFILTRAÇÃO

A matéria prima inicial, leite desnatado e não pasteurizado, foi microfiltrado na membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,8  $\mu\text{m}$ , para redução do teor de gordura. As variáveis analisadas foram: diferentes quantidades de matéria prima inicial; diferentes valores do fator de concentração para a obtenção do permeado, que é a matéria prima para o processo de concentração da caseína e finalmente distintas condições operacionais do sistema. A TABELA I.1 apresenta os parâmetros físicos: massa inicial de leite parcialmente desnatado, fator de concentração (FC), massa de retentado, massa de permeado, pressão transmembrana, temperatura e velocidade.

TABELA I.1 - Parâmetros físicos e operacionais para a etapa de redução do teor de gordura do leite desnatado, usando membrana cerâmica diâmetro do poro de 0,8  $\mu\text{m}$ .

Corrida	Alimenta- ção (kg)	Reten- tado (kg)	Perme- ado (kg)	Fator de Conc.(FC)	Tempe- ratura (°C)	Pres- são (psi)	Velocida- de (m/s)
09 RS	150,4	18,1	131,6	08	50	15	6,1
10 RS	147,5	18,4	129,1	08	50	15	6,1
11 RS	152,4	19,1	133,4	08	50	15	5,4
12 RS	220,0	27,5	192,5	14	50	15	5,9
16 RS	192,0	16,0	176,0	12	50	15	6,1

A composição química da matéria prima inicial com as percentagens de gordura, cinzas, nitrogênio total e os sólidos totais está mostrada na TABELA I.2. A lactose foi calculada por diferença.

TABELA I.2 - Composição do leite cru desnatado, usado no processo de redução do teor de gordura, membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,8  $\mu\text{m}$ .

<b>Corrida</b>	<b>S. T.* (%)</b>	<b>Gordura (%)</b>	<b>Cinzas (%)</b>	<b>Nitrogênio Total (%)</b>
<b>09 RS</b>	8,726	0,073	0,718	3,131
<b>10 RS</b>	8,404	0,104	0,718	2,909
<b>11 RS</b>	8,707	0,078	0,718	3,012
<b>12 RS</b>	8,435	0,106	0,714	3,124
<b>16 RS</b>	8,587	0,088	0,724	3,128

\* ST = Sólidos Totais

## **I.3.2. PRODUÇÃO DE CASEÍNA**

### **I.3.2.1. Parâmetros de Processamento**

Para a obtenção dos CCDs seguiram-se os fluxogramas mostrados nas FIGURAS I.1 e I.2. No processo de diafiltração observou-se o efeito da água deionizada (AD) e da solução, permeado proveniente do processo de concentração e diafiltração do concentrado protéico de soro, como líquidos diafiltrante, bem como o número de ciclos de diafiltração usando cada um destes líquidos para verificar a sua influência na composição do produto final. Também foi estudada a influência do valor do fator de concentração bem como o número parcial e total dos ciclos de diafiltração. A TABELA I.3 apresenta estes parâmetros considerados nas diversas corridas para a obtenção de CCDs usando membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,05  $\mu\text{m}$ .

TABELA I.3 - Parâmetros de processo para a concentração e diafiltração da caseína utilizando membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,05 µm.

<b>Produto</b>	<b>Corrida</b>	<b>FC</b>	<b>Diaf.* com Solução</b>	<b>Diaf. com AD</b>	<b>Diafil- tração Total</b>	<b>Tempe- ratura (°C)</b>	<b>Pressão Trans. (psi)</b>	<b>Veloci- dade (m/s)</b>
<b>CCD3</b>	10 FR	04	01	00	01	50	40	4,8
<b>CCD4</b>	10 FR	04	01	03	04	50	40	4,8
<b>CCD5</b>	11 FR	04	03	03	06	50	40	5,3
<b>CCD6</b>	12 FR	06	04	04	08	50	40	5,3
<b>CCD7</b>	12 FR	04	04	04	08	50	40	5,3
<b>CCD9</b>	16 FR	06	00	12	12	50	40e33	5,3

\* Permeado proveniente do processo de concentração e diafiltração do Concentrado Protéico de Soro.

### I.3.2.2. Composição dos produtos finais ricos em Caseína Concentrada e Diafiltrada (CCD)

A TABELA I.4 apresenta os valores da composição inicial, em base seca, da fração com baixo teor de gordura, usada para a produção dos CCDs.

TABELA I.4 - Composição, em base seca, da matéria prima para membrana 0,05 µm.

<b>Produto Final</b>	<b>Corrida</b>	<b>caseína (%)</b>	<b>proteínas do soro (%)</b>	<b>nitrogênio não protéico (%)</b>	<b>cinzas (%)</b>	<b>lactose (%)</b>
<b>CCD3 e CCD4</b>	10 FR	21,87	17,55	3,45	9,19	47,93
<b>CCD5 e CCP1</b>	11 FR	17,95	13,09	2,56	9,09	57,31
<b>CCD6 e CCD7</b>	12 FR	27,03	7,81	1,95	8,76	54,45
<b>CCD9</b>	16 FR	19,08	10,97	2,55	8,00	59,3

Devido à variação natural na composição da matéria prima inicial que passa pelo

processo de desnate, e aos diferentes parâmetros de processamento a que foram submetidos estes produtos (ver TABELA I.3), obtiveram-se as CCDs com distintas composições finais. A composição química dos produtos obtidos pelo processo em cascata e secos em secador atomizador esta mostrada na TABELA I.5. Esta tabela incorpora também o caseinato de sódio, Alanate - 180 (ALN), que foi utilizado para efeito de comparação em relação às propriedades funcionais.

TABELA I.5 - Composição final, em base seca, das caseínas concentradas e diafiltradas.

<b>Pro- dutos</b>	<b>Cor- rida</b>	<b>PT (%)</b>	<b>NNP (%)</b>	<b>CAS (%)</b>	<b>NNC (%)</b>	<b>PS (%)</b>	<b>Umi- dade (%)</b>	<b>Cin- zas (%)</b>	<b>Lac- tose (%)</b>	<b>Gor- dura (%)</b>
<b>CCD3</b>	10 FR	51,02	1,64	33,24	17,78	16,14	4,79	7,51	35,61	1,07
<b>CCD4</b>	10 FR	85,84	1,39	66,43	19,41	18,01	3,76	6,66	2,39	1,36
<b>CCD5</b>	11 FR	81,63	2,06	65,78	15,86	13,80	4,93	7,85	4,52	1,07
<b>CCD6</b>	12 FR	75,96	1,24	68,72	7,24	6,01	4,39	8,22	10,69	0,74
<b>CCD7</b>	12 FR	81,86	1,19	74,19	7,68	6,48	4,38	7,93	4,52	1,31
<b>CCD9</b>	16 FR	86,46	2,86	72,91	13,55	10,70	4,18	7,80	1,16	0,41
<b>CCP1</b>	11 FR	60,30	2,7	46,3	14,0	11,3	4,4	8,1	26,4	0,6
<b>ALN</b>	-----	90,30	2,70	81,70	8,60	5,9	4,2	3,3	1,1	1,2
<b>LBTG</b>	-----	43,8	3,3	33,9	9,9	6,6	5,1	9,4	41,1	0,8

PT = Proteína Total

NNP = Nitrogênio Não Protéico

CAS = Caseína

NNC = Nitrogênio Não Caséico

PS = Proteína do Soro

ALN = Alanate 180

### **I.3.3. ANÁLISE DA COMPOSIÇÃO EM BASE SECA DO CONCENTRADO DE CASEÍNA DURANTE O PROCESSO DE CONCENTRAÇÃO E DIAFILTRAÇÃO**

No processo de concentração da caseína por membrana de diâmetro de poro 0,05  $\mu\text{m}$ , ocorre um aumento da percentagem de caseína (em base seca), enquanto que os componentes menores tem suas percentagens reduzidas. Basicamente a caseína e a lactose são os componentes que sofrem maior variação, sendo que a lactose diminuiu de aproximadamente 60 % (na alimentação) para cerca de 30%, seja para FC 4 ou FC 6, enquanto que a caseína aumentou de 18 para 45%. Devido à redução dos componentes com menor peso molecular como lactose, nitrogênio não protéico e cinzas, ocorreu um aumento relativo na presença das proteínas do soro. Pela análise dos gráficos das FIGURAS I.4 e I.5, verifica-se que o efeito da concentração para os valores de FC entre 4 e 6 quase não alterou o conteúdo de caseína. Do ponto de vista do processo de diafiltração o valor do FC é importante na medida em que este define o volume de líquido diafiltrante necessário e, conseqüentemente, o tempo de processamento desta etapa.

As diafiltrações realizadas com a solução mostraram-se na corrida 11 FR com uma capacidade, ainda que pequena, de maior redução da lactose e das proteínas do soro em função da maior solubilidade das proteínas do soro nesta solução (FIGURAS I.2). Por outro lado ocorreu um aumento do teor de caseína quando utilizou-se água deionizada como líquido diafiltrante. As FIGURAS I.4 e I.5 mostram que houve um aumento na percentagem de caseína quando mudou-se o líquido diafiltrante, como pode ser visto entre as diafiltrações D03 e D04 na FIGURA I.4 e entre as D04 e D06 na FIGURA I.5. Nestes dois casos, mesmo após este aumento expressivo, houve ainda uma tendência de aumento da percentagem de caseína nas novas diafiltrações. A água deionizada, nestas diafiltrações restantes, apresenta uma maior capacidade na redução da lactose e do nitrogênio não protéico, comparativamente à solução diafiltrante. Isto pode ser visto comparando-se as composições em diferentes etapas do processo.

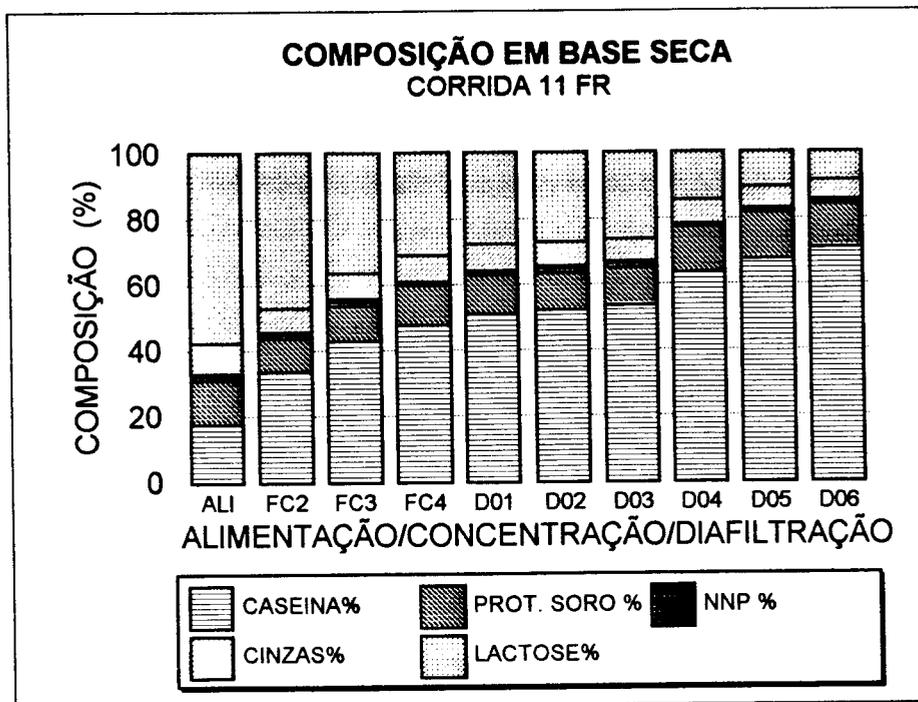


FIGURA I.4 - Composição em base seca para a corrida 11 FR.

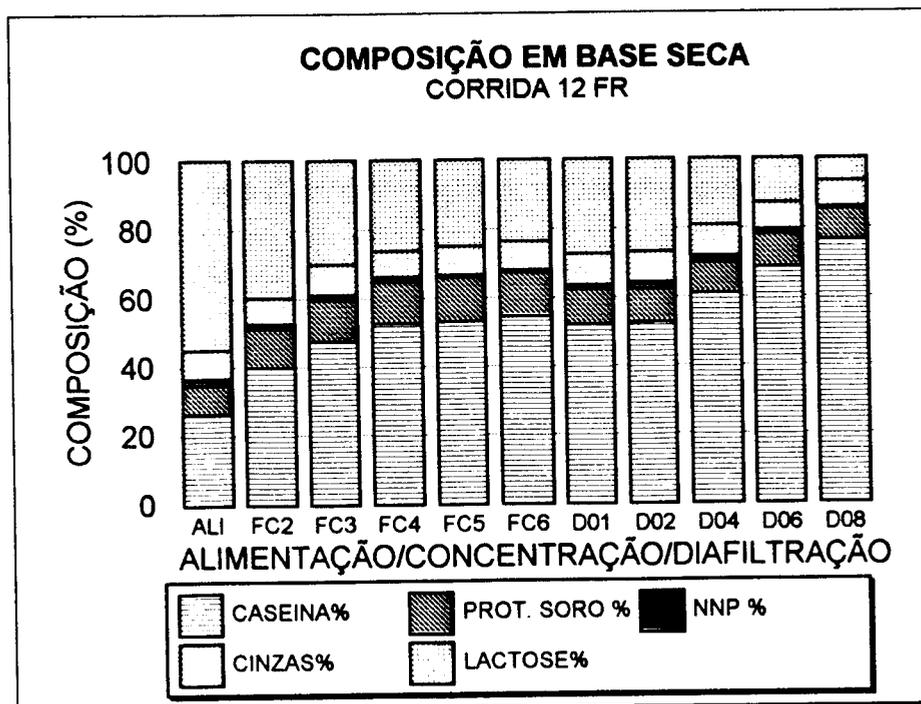


FIGURA I.5 - Composição em base seca para a corrida 12 FR.

O processo de diafiltração utilizando somente a água deionizada é apresentado na FIGURA I.6. Neste processo, a concentração resultou numa redução, em termos de base seca, da lactose que foi compensada pelo aumento da concentração da caseína e das proteínas do soro. Os demais componentes mantiveram-se com os percentuais relativamente constantes. Até a sexta etapa de diafiltração verifica-se que continuou a ocorrer uma redução expressiva do teor de lactose enquanto que a caseína e as proteínas do soro tenderam a aumentar a sua participação na composição dos sólidos totais. As cinzas e o nitrogênio não protéico praticamente mantiveram-se em percentuais estáveis. As diafiltrações seguintes apontam uma discreta redução das proteínas do soro e do nitrogênio não protéico, enquanto que os teores de caseína, cinzas e lactose permaneceram estáveis. Portanto não há mais influência a partir da sexta diafiltração para a purificação da caseína. Parece que ocorre uma saturação na capacidade de permeação das substâncias de baixo peso molecular, provavelmente devido a formação de uma estrutura mais compacta composta pela caseína e o cálcio de tal forma que impedem a permeação dos outros componentes.

O produto com maior teor de caseína foi o CCD7 (74,19%) obtido por FC 4 e 8 ciclos de diafiltração (4+4), enquanto que o CCD5, obtido por FC 4 e 6 Diafiltrações (3+3) e o CCD9 obtido por FC 6 e 12 ciclos de diafiltração (somente AD), estiveram com teores de caseína de 65,78 e 72,91%. Isto pode ser justificado pelo fato de que a matéria prima inicial para o produto CCD7 continha teor de caseína de 27,03 %, enquanto que os produtos CCD5 e CCD9 continham 17,95% e 19,08 %, respectivamente. O produto CCD9 apresentou o menor teor de lactose, 1,16%, conforme está mostrado na TABELA I.5.

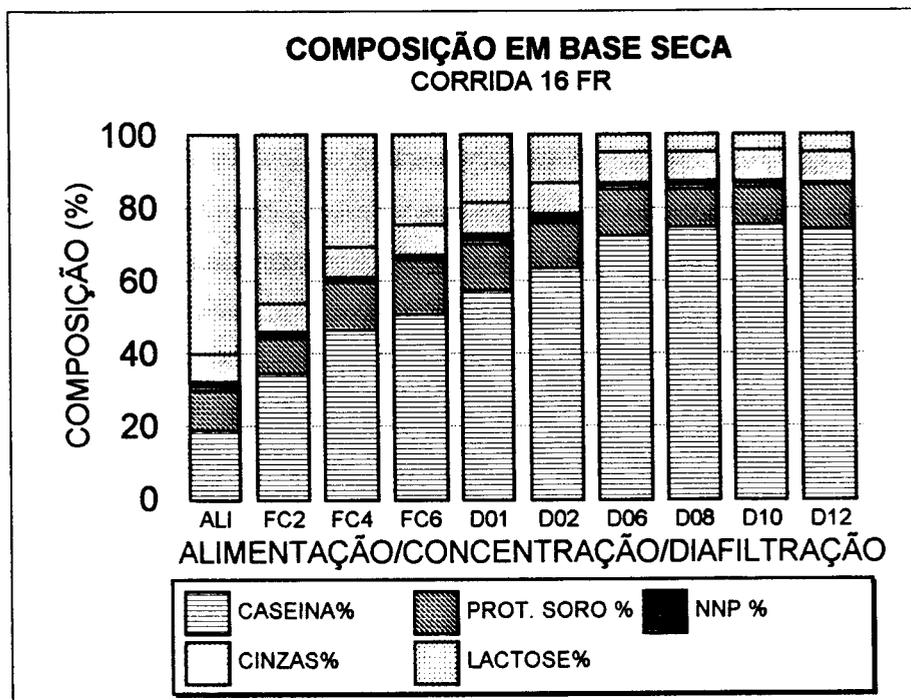


FIGURA I.6 - Composição em base seca para a corrida 16 FR.

A composição química final dos CCDs em base seca é apresentada na TABELA I.5. Esses resultados mostram que o teor de caseína varia de 65,78 a 74,19%, sendo que os produtos finais das corridas 11 FR, 12 FR e 16 FR apresentaram uma pequena variação desse componente. Para a produção de caseína em pó, usando tecnologia de membrana para a sua concentração e purificação, esse parece ser um dado bastante importante na medida em que, apesar da variação da matéria prima inicial (TABELA I.2), e independentemente das diferentes variáveis do processo utilizado (como FC, número de ciclo de diafiltrações e diferentes líquidos diafiltrantes), os produtos finais apresentaram composições semelhantes.

É interessante notar que independentemente do FC e do tipo de líquido diafiltrante, a composição do produto final em termos de caseína é cerca de 70% após a sexta diafiltração. Do ponto de vista do processo tecnológico isto demonstra que não há um ganho elevado de pureza pelo simples aumento do número de ciclos de diafiltração, o que pode ser atribuído ao fato de que seria necessário uma quantidade infinita de água para retirar a lactose residual e os outros componentes menores que se distribuem igualmente entre o permeado e o retentado.

### I.3.4. ANÁLISE DA PERCENTAGEM DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES DO RETENTADO DA FRAÇÃO RICA EM CASEÍNA

A relação entre a diferença da percentagem de um dado componente num dado FC (ou CD) e a percentagem na alimentação, dividido pela percentagem na alimentação é definida como a percentagem de variação do componente durante a concentração ou diafiltração. Em termos de fórmula tem-se a seguinte relação:

$$\% \text{ de Variação do componente } x = \frac{X_{\text{FC ou DIAF}} - X_{\text{alimentação } x}}{X_{\text{alimentação } x}} \quad (\text{I.2})$$

onde:

$X_{\text{alimentação } x}$  = percentagem do componente x na alimentação;

$X_{\text{FC ou DIAF}}$  = percentagem de um dado componente num certo FC ou num determinado CD.

O comportamento desse parâmetro durante a corrida 11 FR é apresentado na FIGURA I.7, que mostra a percentagem de variação da composição, a partir da alimentação, dos componentes no processo de concentração e diafiltração da fração rica em caseína. Verifica-se um contínuo aumento na variação da composição para a caseína caracterizado por uma primeira etapa mais acentuada correspondente ao processo de concentração e uma segunda, menos acentuada, relativa à etapa de diafiltração. Observa-se para os três primeiros ciclos de diafiltração, quando foi utilizado como líquido diafiltrante a solução, que houve redução discreta na presença de cinzas de forma contínua, enquanto que a lactose reduziu mas estabilizou num certo patamar. O nível de nitrogênio não protéico e sólidos totais manteve-se praticamente constante, ocasionando um pequeno aumento na variação percentual da caseína. Isto revela que a solução conseguiu promover uma eliminação

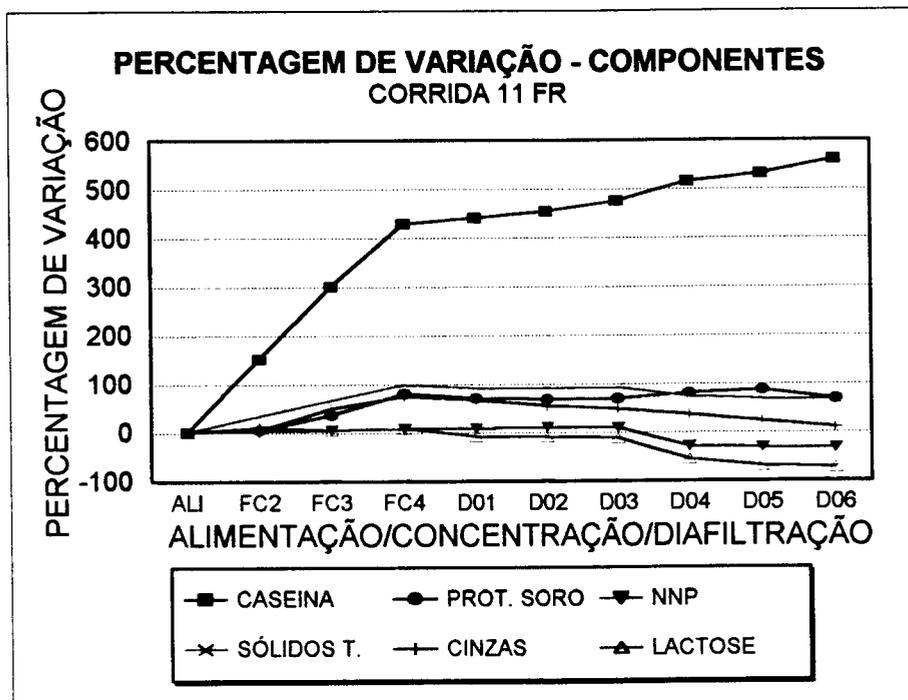


FIGURA I.7 - Variação da composição para a corrida 11 FR.

parcial de cinzas e lactose. Já para o processo de diafiltração, usando água deionizada, há uma redução mais acentuada na variação da lactose e cinzas enquanto que o nitrogênio não protéico reduz mas mantém-se num certo patamar. Assim, a AD revelou-se um líquido mais eficiente do que a solução, apesar de não alterar a variação percentual das proteínas do soro. Devido à retirada mais eficiente dos componentes menores como cinzas e lactose, a diafiltração com água deionizada resulta em um aumento relativo das proteínas. Dessa forma, a caseína apresentou um aumento na variação de sua composição, nos processos de concentração e diafiltração de cerca de 4,27 e 5,59 vezes, respectivamente, para a corrida 11 FR.

A FIGURA I.8, apresenta os dados da variação percentual dos componentes para a corrida 12 FR semelhante a FIGURA I.7. Em ambas, os dados obtidos mostram que ocorreu uma mesma tendência de comportamento durante o processo de concentração, apesar da variação percentual dos componentes menores da corrida 12 FR ter sido mais elevada que a corrida 11 FR. Isto pode ser atribuído às diferenças de composição inicial entre os dois produtos usados na alimentação.

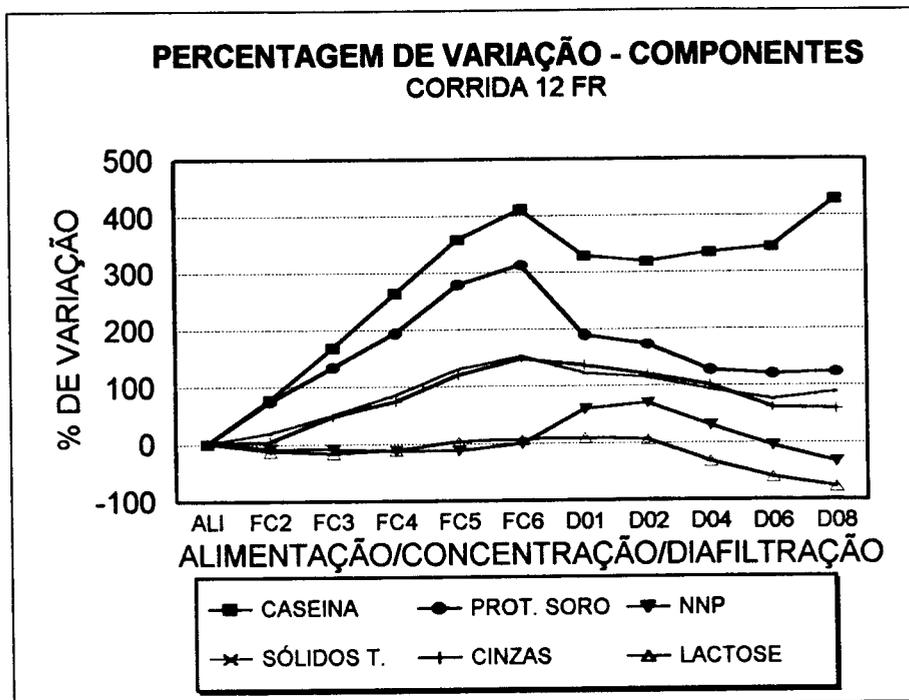


FIGURA I.8 - Variação da composição para a corrida 12 FR.

Na medida em que há uma baixa percentagem de um dado componente na alimentação, haverá um aumento relativamente maior dos componentes de baixo peso molecular que se ligam às proteínas na camada gel-polarizada, aumentando a sua concentração no retentado. Por isto, o elevado aumento deste parâmetro.

O efeito dos dois líquidos diafiltrantes foi observado para as corridas 11 FR e 12 FR da mesma forma, isto é, diminuindo a variação percentual para a proteína do soro, cinzas, nitrogênio não protéico e lactose ao final da última diafiltração. A etapa de diafiltração da corrida 11 FR apresentou valores de variação percentual bem menores que a corrida 12 FR. Com exceção da lactose e do nitrogênio não protéico, todos os outros componentes foram retidos no retentado de forma a aumentar a presença desses componentes, porém o efeito das diafiltrações levam ao final de 6 ou 8 diafiltrações a um produto final de composição muito semelhante, como pode ser visto pela TABELA I.5.

Na corrida 12 FR, as 4 primeiras diafiltrações, usando a solução, elevaram a presença do nitrogênio não protéico devido à presença desse componente na própria solução, enquanto que todos os outros componentes tiveram uma redução na sua variação, com exceção da lactose, que manteve-se praticamente constante.

### I.3.5. ANÁLISE DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO

A definição para o coeficiente de rejeição (BRESLAU, 1982) é a seguinte:

$$CR = (1 - C_{pi} / C_{ri}) \quad (I.3)$$

onde:

CR= Coeficiente de rejeição,

$C_{pi}$  = Concentração do componente i no permeado,

$C_{ri}$  = Concentração do componente i no retentado.

Os coeficientes de rejeição da membrana cerâmica, diâmetro de poro 0,05  $\mu\text{m}$ , para a caseína e as proteínas do soro foram bastante elevados, durante o processo de concentração e diafiltração da caseína. Este comportamento, para a corrida 11 FR é apresentado na FIGURA I.9 e indica uma expressiva retenção das micelas de caseína desde o início da ultrafiltração até o final do processo. Para as proteínas do soro a retenção foi ligeiramente inferior ao da caseína, pois os pesos moleculares dessas proteínas são bastante inferiores ao da caseína.

A taxa de rejeição para as cinzas na corrida 11 FR (FIGURA I.9) refletiu, provavelmente, o comportamento do cálcio como elemento fundamental na formação da camada secundária e na interação da proteína com a superfície da membrana. Quando ocorreu a primeira diafiltração verificou-se uma acentuada queda no coeficiente de rejeição, comprovando que a solução utilizada promoveu a dissolução e arraste parcial das cinzas. Gradativamente o coeficiente de rejeição voltou a subir até a quarta diafiltração, para se manter estável até a sexta diafiltração, demonstrando assim o limitado papel da diafiltração (solução ou água) na redução das cinzas.

Durante a concentração, os coeficientes de rejeição para o nitrogênio não protéico e a lactose aproximaram-se de zero, indicando elevada permeabilidade da membrana e da estrutura

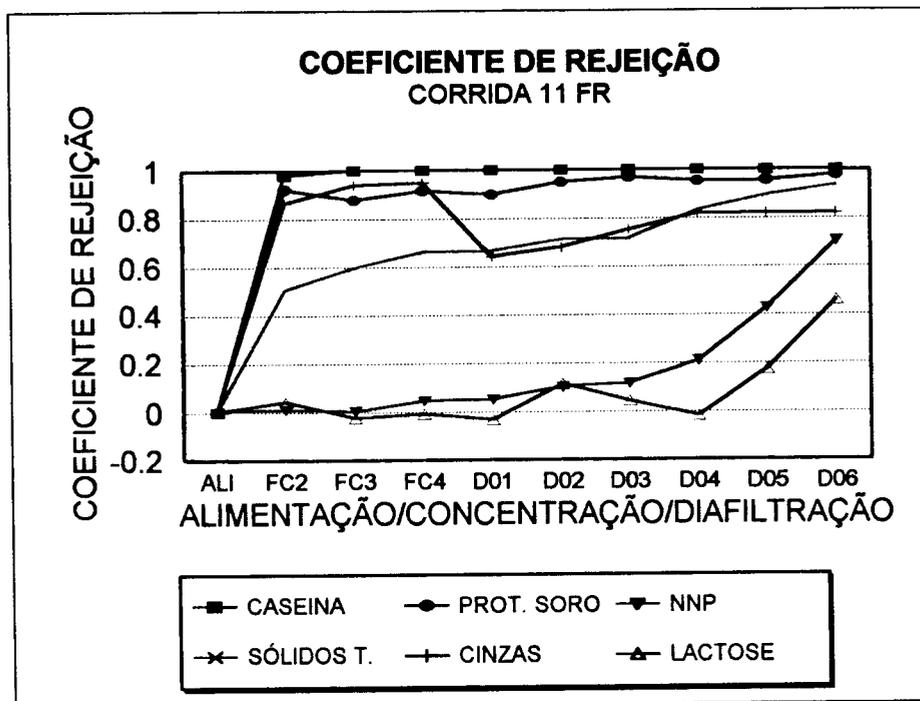


FIGURA I.9 - Coeficiente de rejeição para a corrida 11 FR.

secundária formada pelas proteínas e as cinzas sobre a sua superfície a esses componentes de baixo peso molecular. O uso de solução nas 3 primeiras diafiltrações, provavelmente, contribuiu para o aumento do coeficiente de rejeição desses dois componentes, já que a solução contém lactose e sais minerais e provavelmente o cálcio na sua forma solúvel. Isto indica que o cálcio pode ter precipitado dentro dos poros da membrana como sais de fosfato ou ter formado pontes de cálcio entre as proteínas ou entre as proteínas e a membrana, diminuindo a permeação dos componentes pela membrana. Após a quarta diafiltração os coeficientes de rejeição para estes dois componentes aumentaram de uma forma acentuada para valores ao redor de 0,7 para o nitrogênio não protéico e para cerca de 0,5 para a lactose. Isto mostra que, apesar do diâmetro do poro ser bastante grande para a passagem desses dois componentes, eles são rejeitados pela estrutura formada na superfície da membrana, ou pelo menos ocorre a incorporação desses elementos menores junto à estrutura formada. Se fosse aumentado o número de ciclos de diafiltração, poderia se verificar, a partir de um certo número de diafiltrações, que não se conseguiria mais a permeação destes componentes e assim o coeficiente de rejeição tenderia a um valor próximo de 1.

A tendência dos sólidos totais é semelhante ao das caseínas e das proteínas do soro,

uma vez que os sólidos totais são constituídos basicamente por essas proteínas, após elevado número de CDs. Além disso todos os outros elementos têm peso molecular muito menor em relação às micelas de caseína e às proteínas do soro. Durante a concentração, há um aumento crescente do coeficiente de rejeição enquanto que para as três primeiras diafiltrações há uma certa estabilidade, em função de que nesta etapa há uma adição, via solução, e também uma retirada de sólidos no processo. Este parâmetro reflete o comportamento conjunto de todos os componentes. Desta maneira há uma tendência à saturação do efeito diafiltrante da água deionizada no processo de purificação. Apesar do peso molecular de certos componentes ser baixo, isto não é suficiente para que eles atravessem a membrana, pois estes acabam por associar-se à estrutura formada pelos componentes, seja fazendo parte da mesma, ou sendo retida por ela. Assim, a partir da utilização da água deionizada, volta a ocorrer um aumento do coeficiente de rejeição em função do comportamento individual de cada um dos componentes que tendem a ser rejeitados pela camada superficial formada na membrana.

A FIGURA I.10 apresenta o comportamento do coeficiente de rejeição para a corrida 16 FR onde o líquido diafiltrante utilizado foi somente a água. Verifica-se que em relação à FIGURA I.9 (corrida 11 FR) há uma rápida elevação do coeficiente de rejeição. Nessa figura pode-se constatar que o efeito da solução diafiltrante foi positivo na obtenção de baixos coeficientes de rejeição para os componentes menores, sugerindo que o uso da solução pode ter contribuído para a formação de uma camada secundária mais porosa ou então, que ocorreram diferentes interações entre os minerais e as proteínas ou entre os minerais e a membrana.

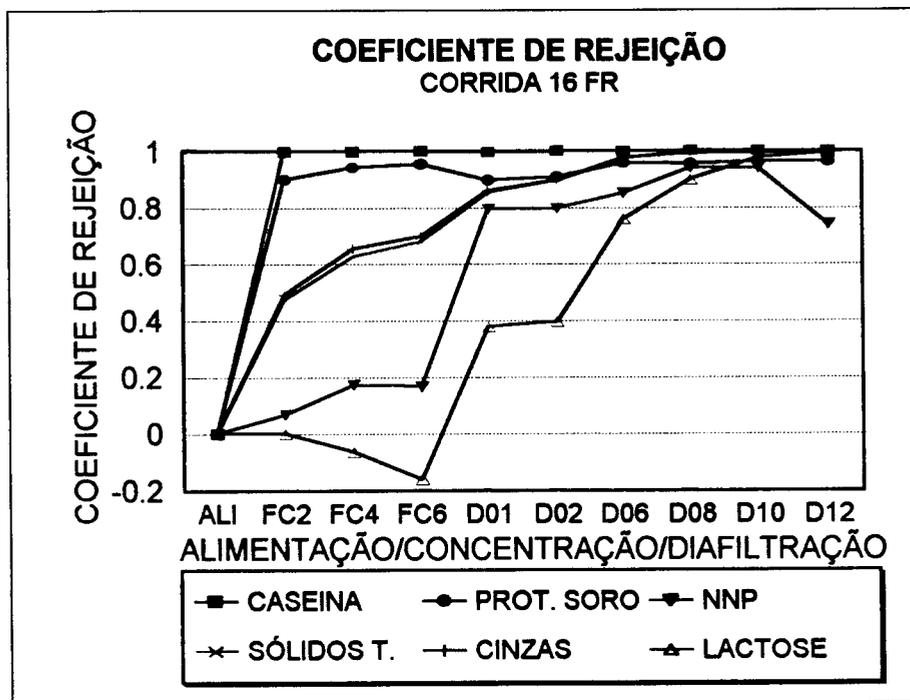


FIGURA I.10 - Coeficiente de rejeição para a corrida 16 FR.

### I.3.6. ANÁLISE DO RENDIMENTO E DA PUREZA

O termo rendimento “Y” é definido segundo BRESLAU (1982) da seguinte forma:

$$Y = FC^{(CR - 1)} \quad (I.4)$$

onde:

FC = fator de concentração e

CR = coeficiente de retenção.

A pureza é a percentagem de caseína presente no concentrado de caseína sendo expressa em base seca.

Os valores do rendimento e da pureza da caseína em função do FC, para a corrida 12 FR, estão ilustrados na FIGURA I.11.

O comportamento do rendimento para a caseína se caracterizou por uma tendência em atingir valores ligeiramente inferiores a um para os FCs 2, 3 ou mesmo 4, para em seguida assumir o valor muito próximo de um, nas diversas corridas realizadas. Isto se justifica pelas perdas de finos de caseína que ocorrem durante a etapa inicial de cada corrida. A partir destes FCs há uma eliminação praticamente total destes finos e assim a retenção da caseína tende a ser total, conseqüentemente o valor do rendimento tende a um valor máximo de 1.

A caseína apresenta as suas maiores taxas de aumento de pureza entre o início do processo até o FC4, porém a partir de FC4 até FC6 a pureza praticamente não sofre influência do aumento do FC. Há uma limitação para a redução dos outros componentes no concentrado em função da camada gel polarizada formada pelos componentes presentes no retentado, sendo o processo de transferência de massa dificultado através desta camada. Para novos incrementos de pureza torna-se necessário então o uso da diafiltração.

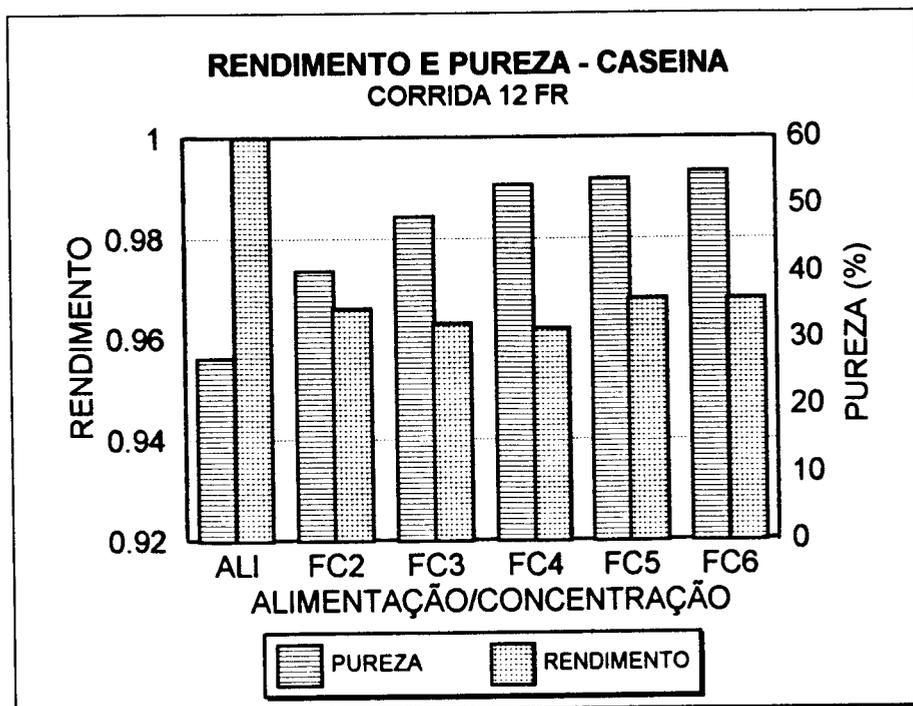


FIGURA I.11 - Comportamento do rendimento e da pureza para a corrida 12 FR.

### I.3.7. MODELAGEM DO FLUXO DE PERMEADO

Foram obtidas as curvas de permeação conforme descrito no Anexo B. O valor do fluxo experimental foi determinado através da relação de massa de permeado coletada em diversos intervalos de tempo através da área de fluxo de permeado da membrana. As curvas de permeação apresentaram tendência de queda do fluxo de permeado em função do tempo como está demonstrado na FIGURA I.12. Tal fenômeno tem sido discutido por inúmeros autores (CHERYAN, 1986 e RENNER, 1991) que enfocam basicamente o efeito da polarização da concentração e o fenômeno do entupimento, como sendo os responsáveis por esta redução de fluxo.

WU et al. (1991) apresentaram um modelo matemático baseado nestes dois parâmetros para explicar esta queda de fluxo. Foi considerado como sendo  $K_p$  o coeficiente devido à polarização da concentração e  $K_f$  o coeficiente devido ao entupimento. A partir dos dados experimentais foram calculados os valores desses coeficientes e obteve-se o fluxo teórico do permeado através da seguinte correlação:

$$J_{cal} = \exp[\ln J_i + \exp(\ln K_p/K_f - K_f t)] \quad (I.5)$$

onde:

$J_{cal}$  = Fluxo calculado ( $\text{kg}/\text{hm}^2$ );

$J_i$  = Fluxo obtido no instante final do experimento ( $\text{kg}/\text{hm}^2$ );

$t$  = tempo (min);

$K_p$  = coeficiente devido à polarização da concentração;

$K_f$  = coeficiente devido ao "fouling".

Os parâmetros operacionais para a corrida 10 FR, cuja curva de permeação esta mostrada na FIGURA I.12 foram as seguintes: pressão transmembrana = 40 psi; temperatura = 50°C; velocidade tangencial 4,8 m/s; FC = 4. Os valores calculados dos coeficientes, através de programa elaborado no "software" Sigma Plot em processo interativo, foram:  $K_p = 0,005064$  e  $K_f = 0,006873$ . Os valores do coeficiente de variação destes coeficientes estiveram por volta de 15%. A consideração

mais importante para este modelo se deve ao fato de que foi elaborado para soluções que continham uma única espécie de proteína. Com exceção dos minutos iniciais o modelo descreve bem a tendência de comportamento do fluxo de permeado apesar de a matéria prima ser uma mistura complexa com componentes de natureza química diversa.

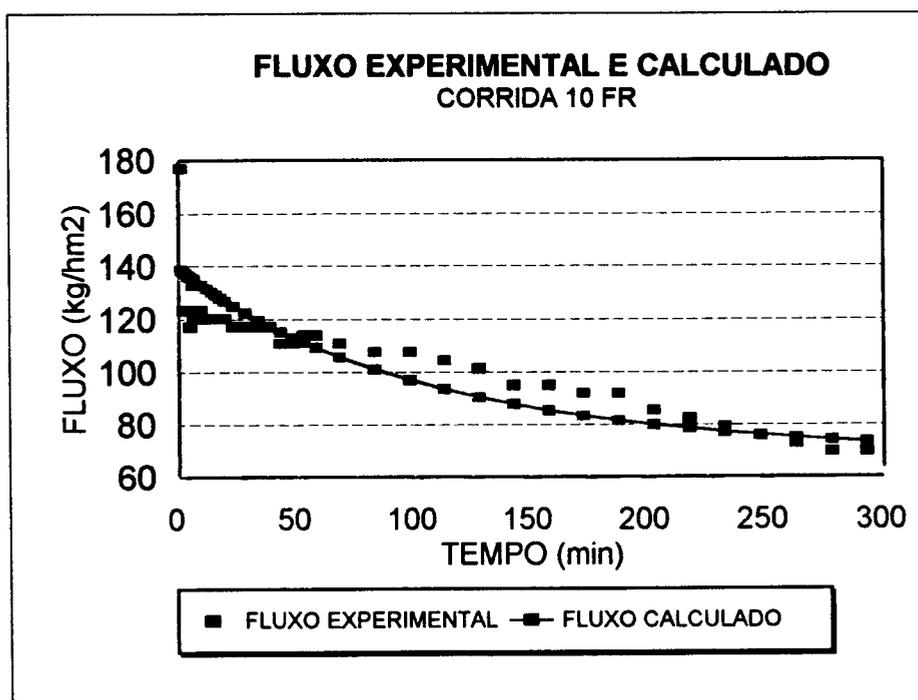


FIGURA I.12 - Fluxo de permeado (kg/hm<sup>2</sup>) em função do tempo de processamento para a corrida 10 FR a temperatura de 50°C, pressão transmembrana de 40 psi e velocidade de 4,8 m/s, até FC = 4. Dados obtidos experimentalmente e pelo modelo de WU et al. (1991).

## I.4. CONCLUSÕES

O modelo aplicado para descrever o fluxo de permeado em função do tempo, foi desenvolvido originalmente para uma solução de proteína com uma única espécie, apresentou desvio em relação aos pontos experimentais, principalmente no início do processo, mas refletiu a tendência de comportamento de queda do fluxo ao longo do tempo, devido aos efeitos de entupimento da membrana e da camada gel-polarizada formada. Nesse caso, o modelo foi aplicado para uma solução complexa, como é o caso do leite com baixo teor de gordura, submetido à ultrafiltração para a separação entre a caseína e as proteínas do soro para a estimativa de fluxo de permeado e apresentou resultados próximos entre os valores de fluxo experimental e o calculado para o trecho em que a queda do fluxo é aproximadamente constante, no intervalo de tempo considerado.

Na produção dos concentrados de caseína diafiltrada (CCDs), os diversos procedimentos experimentais combinando diferentes FC e número CD, usando água deionizada ou solução, resultaram em pós de caseína com composições finais bastante semelhantes ao fim de 6 ou mais CDs, independente da composição inicial do LBTG, cujo teor de caseína, em base seca, variou entre 17,95% e 27,03%.

A membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,05  $\mu\text{m}$  revelou-se adequada ao processo de isolamento e purificação da caseína, apresentando um bom fluxo de permeado, tanto durante o processo de concentração como durante a diafiltração com valores por volta de 60  $\text{kg}/\text{hm}^2$ , após o fluxo atingir um patamar de valor estável. Tal processo ocorreu sob alta taxa de rejeição para a caseína, sendo muito próxima de 1 desde o início do processo.

Para a etapa de diafiltração a solução apresentou uma afinidade ligeiramente maior com as proteínas do soro, de forma a fornecer melhor resultado no sentido da redução deste componente durante o processo diafiltração. A água porém mostrou-se mais eficaz para a remoção da lactose, apesar da capacidade limitada em relação a outros componentes menores como cinzas, nitrogênio não protéico e proteínas do soro.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ASSOCIATION OF OFFICIAL ANALYTICAL CHEMISTS. Official Methods of Analysis. 15<sup>a</sup> ed., AOAC, Arlington, VA, 1995.
2. BRESLAU, B. R. Ultrafiltration, Theory and Practice. Apresentado no Corn Refiners Association Scientific Conference: Lincolnshire, Illinois, Junho 1982.
3. DAVIES, B. Formula for the ordely marketing of milk and dairy products. Milk and Dairy Products, Conference Proceedings Trade Federation Conference: Eastbourne Terrace, Paddington, London, UK, 1977.
4. FAUQUANT, J.; MAUBOIS, J. L.; PIERRE, A. Microfiltration du lait sur membrane minérale. Tech Lait. Market, n.1028, p. 21-3 , abril, 1988.
5. KINSELLA, J. E. Functional Properties of Proteins in Foods: a Survey. CRC Critical Reviews in Food Science and Nutrition, Boca Raton, v. 7, n. 3, p. 219-80, abril, 1976.
6. KINSELLA, J. E. Milk Proteins: Physicochemical and Functional Properties. CRC Critical Reviews in Food Science and Nutrition, Boca Raton, v. 21, n. 3, p. 197-262, 1987.
7. MAUBOIS , J. L.; OLLIVIER, G. Milk Protein Fractionation. In: INTERNATIONAL DAIRY FEDERATION, ed. New Applications of Membrane Processes. Brussels: International Dairy Federation Special Issue, 1992, cap.2, p. 15-22. (International Dairy Federation Special Issue).
8. MORR, C. V. Emulsifiers: Milk Proteins. In: CHERRY, J.P. Protein Functionality in Foods. New Orleans: American Chemical Society, 1981. p. 201-15, março (ACS - Symposium Series).
9. MORR, C. V. Production and Use of Milk Proteins in Food. Food Technology, Chicago, v. 38,

n. 7, p. 39-48, 1984.

10. MORR, C. V.; COONEY, C. M.; RICHERT, S. H.; BALAZS, I. Effect of lipids upon foaming properties of Whey Protein Concentrates. Journal of Dairy Science, Champaign, v. 56, n. 5, p. 635-637, 1973.
11. MULLER, , L. L. Manufacture of Casein, Caseinates and Co-precipitates. In: FOX, P. F., ed. Proteins. London & New York: Applied Science Publishers, 1982. cap. 10, p. 315-338. (Developments in Dairy Chemistry-1, Development Series).
12. MULVIHILL, D. M. Casein and Caseinates: Manufacture. In: FOX, P. F, ed. Lactose and minor constituents. London & New York: Elsevier Applied Science, 1989. cap. 3, p. 97-130. (Developments in Dairy Chemistry-3, Development Series).
13. NICKERSON, T. A. In: WEBB, B. H.; JOHNSON, A. H.; ALFORD, J., eds. Fundamentals of Dairy Chemistry, 20 ed. Westport, Connecticut, USA: The AVI Publishing Company, 1974. p. 273-324.
14. PIERRE, A.; FAUQUANT, J.; LE GRAET, Y.; PIOT, M. Preparation de phosphocaséinate natif par microfiltration. Lait, Paris, 1992. (In press).
15. RENNER, E.; EL-SALAM ABD, M. H., ed. Application of Ultrafiltration in the Dairy Industry. London & New York: Elsevier Applied Science, 1991.
16. ROEPER, J. High-calcium phosphate casein products for use in food systems. New Zealand Journal of Dairy Science and Technology, Palmerston North, v. 11, n. 1, p. 62-4, 1976.
17. SOUTHWARD, C. R. Uses of casein and caseinates. In: FOX, P. F., ed. Functional properties. London & New York: Elsevier Applied Science, 1989. cap. 5, p. 173-244. (Developments in

Dairy Chemistry - 4, Developments series).

18. WALSTRA, P.; JENNESS, R. Química y Física Lactológica. Zaragoza, España: Editorial Acribia S. A., 1987.
  
19. WU, D.; HOWELL, J. A.; TURNER, N. M. A New Method for Modelling the Time-Dependence of Permeation Flux in Ultrafiltration. Food and Bioproducts Processing, v.69, Part. C2, p. 77-82, 1991.

## ***CAPÍTULO II***

# **PROPRIEDADES FUNCIONAIS DOS PRODUTOS RICOS EM CASEÍNA**

### **RESUMO**

Frações ricas em caseína nativa obtidas por microfiltração de leite desnatado não pasteurizado, foram concentradas e/ou diafiltradas por ultrafiltração e secas em secador atomizador. Três grupos diferentes de produtos ricos em caseína foram produzidos: 1- leite desnatado não pasteurizado foi concentrado até Fator de Concentração (FC) 20, usando membrana cerâmica com diâmetro do poro de 0,8 $\mu$ m, sendo o permeado identificado como LBTG; 2- Fração rica em caseína concentrada (CC1) obtida do LBTG e posterior concentração por ultrafiltração em membrana 0,05  $\mu$ m, para separação entre as proteínas do soro e a caseína; e 3 - Produtos ricos em caseína, como o grupo 2, acrescidos de diafiltrações resultando em Concentrados de Caseína Diafiltrada (CCDs). A composição química, solubilidade, capacidade de formação de espuma e estabilidade da espuma dos diversos produtos foram analisadas e comparadas. O percentual de caseína para LBTG e CC1 foram respectivamente 33,9% e 46,3% enquanto que para os vários CCDs estiveram entre 33,24 e 72,91%. A amostra comercial de caseinato de sódio (ALN) contendo 81,7% de caseína foi usada para comparação. Todos os CCDs apresentaram maior solubilidade na faixa de pH entre 2 e 4. A estabilidade da espuma foi maior em relação à amostra comercial enquanto que a capacidade de aeração foi semelhante.

## II.1. INTRODUÇÃO

Leite em pó desnatado (LPD) tem sido usado como ingrediente na indústria de alimentos como fonte de proteínas do leite; entretanto os usos do LPD em formulações alimentares apresentam algumas limitações. Esse produto contém aproximadamente 35% de proteína total e 50% de lactose. A quantidade significativa de lactose causa problemas no produto formulado, uma vez que a presença deste açúcar redutor leva a uma reação de escurecimento do tipo Maillard, sob certas condições de aquecimento. Além do escurecimento, o complexo proteína-carboidrato ou os seus produtos de decomposição resultam na produção de substâncias redutoras fluorescentes e compostos com características desagradáveis de sabor. Além disso, a presença de lactose, em grande extensão, perturba as propriedades funcionais das proteínas em produtos alimentícios formulados. Nas aplicações industriais em alimentos, o LPD apresenta a caseína como o seu mais importante componente, tanto em quantidade como em relação à sua capacidade de garantir certas propriedades funcionais. Caseína e proteínas do soro tem várias propriedades funcionais diferentes e podem ser melhor utilizadas nas suas formas isoladas (MORR, 1973, MORR, 1981). Isto explica a tendência para o refino/isolamento das proteínas do leite para uso em produtos alimentícios formulados. O método tradicional usado para a separação afeta o estado nativo das proteínas do leite e conseqüentemente as suas funcionalidades. Assim há a possibilidade de se obter frações de proteínas na sua forma nativa com vistas à expansão das aplicações industriais.

A crescente demanda por ingredientes para a indústria alimentícia com propriedades funcionais específicas e a tendência decrescente no consumo do leite integral, e em particular, dos produtos com alto teor de gordura, tem levado a indústria de laticínios a dar maior atenção aos produtos lácteos tradicionais e procurar novas alternativas para a área de aplicações de ingredientes lácteos na indústria alimentícia.

O uso das membranas cerâmicas na separação de caseína nativa das proteínas do soro, através do processo em cascata, resultou na produção de concentrados de caseína. É objetivo deste trabalho a avaliação de algumas propriedades funcionais como a solubilidade, formação de espuma e estabilidade da espuma destes produtos e a comparação com amostra comercial de caseinato.

## **II.2. MATERIAL E MÉTODOS**

### **II.2.1. PRODUÇÃO DE CASEÍNA**

As frações ricas em caseína foram obtidas conforme descrito no Capítulo I, itens I.2.2 e I.2.3. A etapa de secagem foi realizada com o secador atomizador operando a 16.000 rpm. As temperaturas de entrada e saída do ar foram respectivamente 180 e 95 °C.

### **II.2.2. AMOSTRA COMERCIAL**

Caseinato de Sódio Comercial , Alanate - 180 (ALN) marca “New Zealand Milk Products”, Santa Rosa, CA.

### **II.2.3. ANÁLISES QUÍMICAS**

A composição dos produtos de caseína em pó foram analisados para sólidos totais, gordura, nitrogênio total, nitrogênio não protéico e nitrogênio não caséico, segundo AOAC (1995). Todas as determinações de nitrogênio foram feitas por macro Kjeldahl. Todas as análises foram feitas em duplicata.

**II.2.3.1. Sólidos totais, Método Oficial, AOAC 925.23.**

**II.2.3.2. Cinzas, Método Oficial, AOAC 945.46.**

**II.2.3.3. Extração de gordura, Método Oficial AOAC 989.05.**

**II.2.3.4. Determinação do nitrogênio total, Método Oficial , AOAC 991.20.**

**II.2.3.5. Determinação do nitrogênio não protéico, Método Oficial , AOAC 991.21.**

**II.2.3.6. Determinação do nitrogênio não caséico, IDF Standard número 29.**

**II.2.3.7. Teor de proteína total, igual ao nitrogênio total x 6,38.**

**II.2.3.8. Teor de proteína, igual ao (nitrogênio total - nitrogênio não protéico) x 6,38. Método Oficial AOAC 991.23.**

**II.2.3.9. Teor de caseína, igual ao (nitrogênio total - nitrogênio não caséico) x 6,38**

**II.2.3.10. Teor de proteína do soro, igual ao (nitrogênio não caséico - nitrogênio não protéico) x 6,38.**

## **II.2.4. MÉTODO PARA AS PROPRIEDADES FUNCIONAIS**

**II.2.4.1. Solubilidade (Morr et al. 1985).**

**II.2.4.2. Capacidade de aeração (Phillips et al. 1987).**

**II.2.4.3. Estabilidade da espuma (Phillips et al. 1987).**

## II.3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### II.3.1. COMPOSIÇÃO QUÍMICA

Os CCDs foram obtidos pelo processo em cascata, através da variação do FC, número de CD e do tipo de líquido diafiltrante, conforme está mostrado na TABELA II.1.

TABELA II.1 - Parâmetros de processo para a concentração e diafiltração da caseína utilizando membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,05  $\mu\text{m}$ .

Produto	Corrida	FC	Diafiltração com solução*	Diafiltração com AD	Total de Diafiltrações
CCD3	10 FR	04	01	00	01
CCD4	10 FR	04	01	03	04
CCD5	11 FR	04	03	03	06
CCD6	12 FR	06	04	04	08
CCD7	12 FR	04	04	04	08
CCD9	16 FR	06	00	12	12

\* Permeado proveniente do processo de concentração e diafiltração do CPS.

Já a TABELA II.2 apresenta a composição para os vários produtos ricos em caseína obtidos pelo processo de concentração e/ou diafiltração, LBTG, CC1, CCDs e caseinato de sódio comercial (ALN). Dentre os componentes presentes nos referidos pós, a lactose apresentou variação entre 1,16 e 35,61%, a gordura entre 0,41 e 2,30%, a proteína do soro esteve na faixa de 6,00 e 18,01% enquanto que a caseína variou de 33,2 a 74,19%, como ilustrado na TABELA II.2. O nitrogênio não protéico apresentou variação na faixa entre 1,19% e 2,86%.

TABELA II.2 - Composição Química dos produtos obtidos (LBTG, CC1 e CCDs) e amostra comercial de caseinato de sódio (ALN).

<b>COMPO- NENTE (%)</b>	<b>CCD3</b>	<b>CCD4</b>	<b>CCD5</b>	<b>CCD6</b>	<b>CCD7</b>	<b>CCD9</b>	<b>ALN</b>	<b>LBTG</b>	<b>CC1</b>
<b>PT</b>	51,02	85,84	81,63	75,96	81,86	86,46	90,30	43,80	60,3
<b>NNP</b>	1,64	1,39	2,06	1,24	1,19	2,86	2,70	3,30	2,7
<b>Caseína</b>	33,24	66,43	65,78	68,72	74,19	72,91	81,70	33,9	46,3
<b>PS</b>	16,14	18,01	13,80	6,01	6,48	10,70	5,90	6,61	11,3
<b>Umidade</b>	4,79	3,76	4,93	4,39	4,38	4,18	4,20	5,12	4,40
<b>Cinzas</b>	7,51	6,67	7,85	8,22	7,93	7,80	3,30	9,40	8,10
<b>Lactose</b>	35,61	2,39	4,52	10,69	4,52	1,16	1,1	41,1	26,4
<b>Gordura</b>	1,07	1,36	1,07	0,74	1,31	0,41	1,2	0,6	0,8

PT = Proteína total

NNP = Nitrogênio Não Protéico

PS = Proteínas do Soro

O produto CCD7 foi o que apresentou maior teor de caseína (74,19%) apesar do menor percentual de proteína total, em comparação ao CCD9, reflete o grau de pureza da caseína obtida pela diafiltração. Já o CCD9 apresentou maior percentual de proteína total, porém um percentual de caseína ligeiramente inferior ao apresentado pelo CCD7. No processo para obtenção do CCD9 foi utilizada somente água deionizada (12 ciclos), porém relativamente ao produto CCD7 apresentou maior teor de nitrogênio não protéico e proteína do soro e menor teor de lactose e gordura. A lactose foi removida de forma mais significativa pelo processo de diafiltração usando água deionizada, uma vez que o permeado obtido do processo de concentração do soro (solução) apresentou lactose em sua composição.

Dentre as frações componentes destes pós, particular atenção deve ser dada à gordura. Os vários produtos obtidos apresentaram, em geral, reduzido teor em relação ao produto comercial (ALN). O baixo percentual de gordura na matéria prima inicial, e a retenção parcial desse componente na membrana cerâmica, diâmetro do poro de 0,8  $\mu\text{m}$ , levaram a uma diminuição significativa do teor

de gordura. Para os produtos obtidos a variação do teor de gordura esteve entre 0,41 e 1,36%.

### **II.3.2. SOLUBILIDADE**

Dentre todas as propriedades funcionais, a solubilidade reveste-se de particular importância na medida em que todas as outras propriedades estão diretamente relacionadas ao desempenho desta característica.

Os CCDs apresentaram uma tendência de comportamento em relação à solubilidade similar ao caseinato de sódio e relatado na literatura (WALSTRA et al, 1994), ou seja baixa solubilidade até pH 4,6 e alta solubilidade para pH acima de 4,6. Quando se comparam os diversos produtos com o caseinato (ALN) verificou-se que na faixa de pH < 4,0 houve uma maior solubilidade dos produtos obtidos, chegando até a 40%, enquanto que o caseinato tende a zero. Há uma inversão dessa tendência quando se compara esses mesmos produtos com os valores de pH acima de 5,0. Nesta condição, o caseinato apresentou elevada solubilidade entre 88 e 98% enquanto que para as CCDs foi entre 25 e 92% como apresentado na FIGURA II.1. Como os produtos foram obtidos com membranas através de simples concentração ou pelo processo em cascata, as micelas de caseína mantiveram-se na forma intacta, conseqüentemente garantiram a estrutura coloidal, que é responsável pela cor característica do leite. Conseqüentemente, a dissolução destes produtos em água apresentaram a cor típica do leite. O caseinato de sódio, de coloração amarelada e transparente, apresentou maior solubilidade porque as caseínas estão presentes na forma de caseinato em solução na forma não coloidal. A solubilidade também pode ter sido influenciada pela aplicação dos vários tratamentos físicos e químicos ao longo do processamento para a obtenção do produto final. No caso dos produtos diafiltrados, estes foram secos em secador atomizador sem nenhuma técnica especial para o aumento da solubilidade destes produtos.

O CCD6 e o CCD7 foram os produtos que apresentaram melhor solubilidade para pH abaixo de 4,0 enquanto que para o pH entre 5,0 e 7,0 foram vários produtos, dependendo do valor do pH, apresentaram solubilidade mais elevada. Porém, nesta faixa de pH (5,0 - 7,0), o caseinato foi o que apresentou maior solubilidade, aproximando-se de 100%, superando praticamente todos os

produtos obtidos ricos em caseína (CCDs).

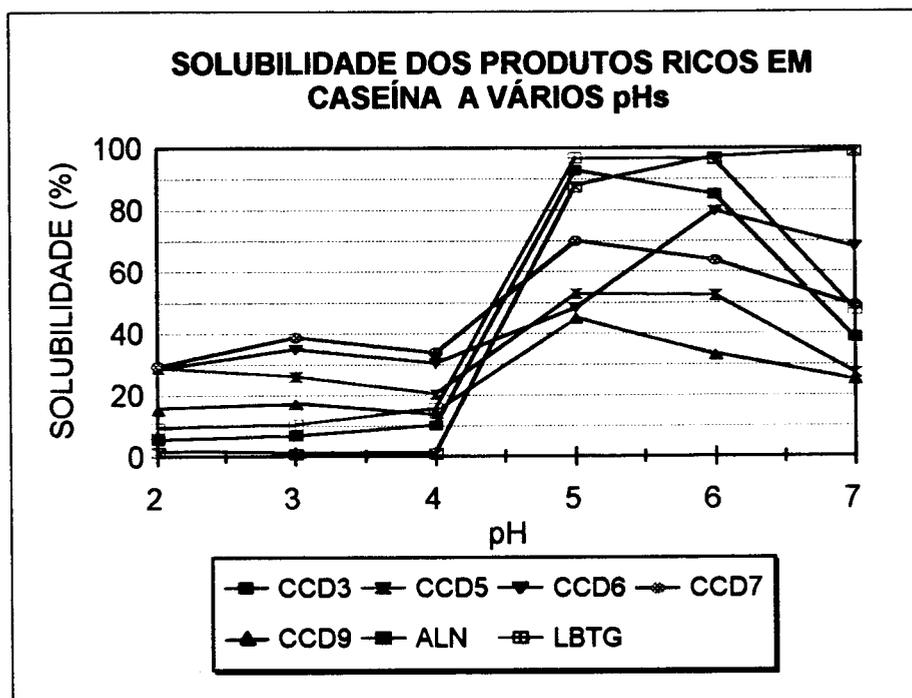


FIGURA II.1 - Solubilidade dos produtos ricos em caseína e do caseinato.

Os produtos CCD9 e CCD5 apresentaram as menores faixas de valores de solubilidade entre o pH 5,0 e 7,0, assumindo os valores entre 25 e 52%, respectivamente. Nota-se que o CCD9 é o produto obtido através do mais longo processo de diafiltração, 12 ciclos, tendo sido utilizado somente AD como líquido diafiltrante. Isto demonstra que o número de ciclos e a composição do líquido diafiltrante exercem uma influência limitada nesta importante propriedade funcional.

No pH 4,6 a solubilidade da caseína é zero devido ao seu ponto isoelétrico, porém verificou-se para os CCDs estudados um certo nível de solubilidade ocorreu para os valores de pH entre 4 e 5, isto pode ser justificado, provavelmente, pela presença de proteínas do soro na composição destes produtos e portanto apresentam solubilidade nesta faixa de pH.

### II.3.3. CAPACIDADE DE AERAÇÃO

A FIGURA II.2 mostra a capacidade de aeração, ou formação de espuma, de uma solução 5% em peso de caseína e com pH ajustado a 7,0 para todas amostras. Este parâmetro relaciona percentagem de volume de ar incorporado para um certo volume de solução de proteína. Verifica-se que, em geral, quase todos os produtos obtidos por concentração e diafiltração apresentaram capacidade de aeração (“overrun”) crescente com o tempo de agitação devido à maior capacidade de incorporação de ar.

Os tempos de batimento de 15 e 20 minutos apresentaram, em quase todos os produtos, os maiores valores de formação de espuma e não apresentaram diferenças importantes entre si. Quando foram comparados os tempos de batimento de 5 e 10 minutos entre si, e em relação a 15 ou 20 minutos, estas diferenças tornaram-se maiores.

Todos os produtos obtidos, exceção ao CCD3, apresentaram para tempo de batimento de 15 e 20 minutos, capacidade de aeração entre 900 e 1200%, valor este dentro de uma faixa de aproximadamente 10% do valor médio apresentado pelo caseinato (1070%). Para o tempo de agitação de 10 minutos, o caseinato supera a todos os produtos, e quando o tempo de agitação é de 5 minutos, o caseinato é superado somente pelo CCD5.

Pela composição química dos produtos obtidos pelo processo em cascata verifica-se que é difícil estabelecer relações entre o comportamento da formação da espuma e as percentagens dos vários constituintes. Os efeitos de cada um destes componentes se manifesta de maneiras distintas, e além disso, o efeito interativo desses componentes que variaram entre amplos valores, torna ainda mais difícil uma previsão do comportamento desses produtos.

O CCD6 apesar de apresentar maior teor de lactose que o CCD5, tem a seu favor os seguintes aspectos: menor teor de gordura; de nitrogênio não protéico e de proteínas do soro; enquanto que a caseína e as cinzas estão a níveis bastante próximos. Para os tempos de 15 e 20 minutos o CCD6 apresentou os maiores valores de capacidade de aeração. Já o CCD5 tem melhor

formação de espuma para o tempo de agitação de 15 e 20 minutos.

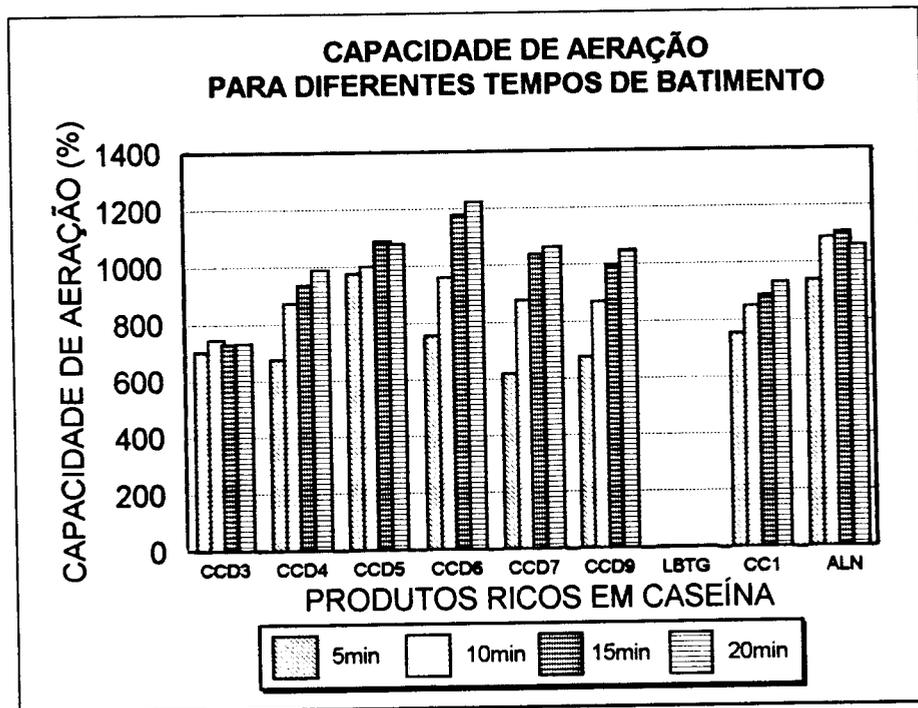


FIGURA II.2 - Capacidade de aeração dos produtos ricos em caseína e do caseinato.

No geral, todos os produtos apresentaram valores acima ou comparáveis em relação ao produto comercial (ALN), para todos os tempos de agitação de 15 e 20 minutos. O CCD3, mesmo tendo um baixo teor de caseína e que é muito próximo ao LC, apresentou um ótimo desempenho em relação ao LC que apresentou o pior desempenho. Apesar dos baixos teores de gordura no LBTG e CC1 verifica-se que o teor de lactose é bastante elevado para o LBTG, podendo assim justificar, pelo menos em parte, o pobre desempenho deste produto quanto à capacidade de aeração.

### II.3.4. ESTABILIDADE DA ESPUMA

Esta propriedade funcional foi avaliada utilizando-se solução com 5% de proteína em peso com pH ajustado ao valor 7,0. Ela toma como referência o tempo necessário para que 50% do peso da espuma formada seja coletada na forma líquida.

A capacidade de manutenção da espuma é chamada de estabilidade da espuma e está mostrada, para os produtos ricos em caseína (CCDs), CC1, LBTG e o caseinato (ALN), na FIGURA II.3. Todos os produtos obtidos pelo processo de membranas em cascata apresentaram maior estabilidade em relação ao ALN. No geral, todos eles tenderam a apresentar maior estabilidade para tempo de agitação mais elevado, com exceção do CC1.

O valor da estabilidade da espuma para CCD9 foi de aproximadamente 72 minutos, para tempos de agitação de 15 e 20 minutos. Este valor representa quase o dobro dos valores encontrados para a amostra comercial. Devido às 12 diafiltrações com água deionizada este produto apresenta um maior teor de proteína total, com baixo percentual de lactose e gordura.

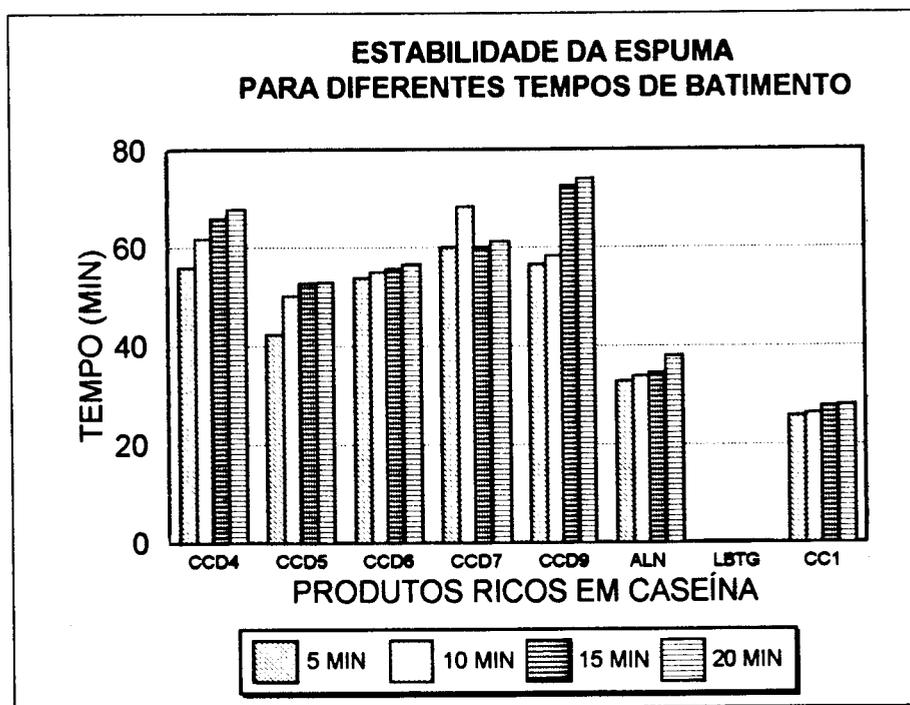


FIGURA II.3 Estabilidade da espuma dos produtos a ricos em caseína e do caseinato.

Da mesma forma como foi analisada a capacidade de aeração também há dificuldades em se relacionar a estabilidade da espuma frente à composição dos vários produtos. No geral, pode-se verificar uma maior estabilidade da espuma formada para todos os CCDs em relação à amostra comercial, independentemente do tempo de agitação. O CC1 apresentou estabilidade por volta de 20 e 30 minutos enquanto que o LC teve estabilidade igual a zero.

## II.4. CONCLUSÕES

Os diversos procedimentos adotados na concentração e diafiltração da fração rica em caseína exerceram influência na composição química dos produtos em pó, que por sua vez determinaram o comportamento dos CCDs para cada uma das propriedades funcionais analisadas.

O processo de microfiltração para a separação da gordura, usando membrana cerâmica de diâmetro de poro de 0,8  $\mu\text{m}$ , seguido de separação, por ultrafiltração, da caseína das proteínas do soro com posterior diafiltração com membrana cerâmica de diâmetro de poro de 0,05  $\mu\text{m}$  reduziu os teores dos componentes menores como lactose, cinzas, nitrogênio não protéico e gordura. Estes fatores combinados contribuíram para os bons resultados em relação às propriedades funcionais como solubilidade, capacidade de aeração e estabilidade da espuma, revelando assim a viabilidade técnica deste processo.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ASSOCIATION OF OFFICIAL ANALYTICAL CHEMISTS. Official Methods of Analysis. 15° ed. Arlington, VA., 1995.
2. KINSELLA, J. E. Functional Properties of Proteins in Foods: a Survey. CRC Critical Reviews in Food Science and Nutrition, Boca Raton, v. 7, n. 3, p. 219-280, abril, 1976.
3. KINSELLA, J. E. Milk Proteins: Physicochemical and Functional Properties. CRC Critical Reviews in Food Science and Nutrition, Boca Raton, v. 21, n. 3, p. 197-262, 1987.
4. MORR, C. V. Emulsifiers: Milk Proteins. In: CHERRY, J.P. Protein Functionality in Foods. New Orleans: American Chemical Society, 1981. p. 201-15. março (ACS - Symposium Series).
5. MORR, C. V. Production and Use of Milk Proteins in Food. Food Technology, Chicago, v. 38, n. 7, p. 39-48, 1984.
6. MORR, C. V. Composition, Physicochemical and Functional Properties of Reference Whey Protein Concentrates. Journal of Food Science, Chicago, v. 50, n. 5, p. 1406-11, 1985.
7. MORR, C. V.; COONEY, C. M.; RICHERT, S. H.; BALAZS, I.. Effect of lipids upon foaming properties of Whey Protein Concentrates. Journal of Dairy Science, Champaign, v. 56, n. 5, p. 635-637, 1973.
8. PHILLIPS, L.G.; HAQUE, Z.; KINSELLA, J. E. A Method for the Measurement of Foam Formation and Stability. Journal of Food Science, Chicago, v. 52, n. 4, p. 1074-7, 1987.

9. WALSTRA, P.; JENNES, R.; Química y Física Lactológica Trad. por Prof. Dr. Bernabé Sanz Pérez Ed. 1984 Zaragoza, Editorial Acribia, 1994, 423 p.

## ***CAPÍTULO III***

# **PRODUÇÃO DE CONCENTRADO PROTÉICO DE SORO DIAFILTRADO (CPSD) PELO PROCESSO EM CASCATA UTILIZANDO MEMBRANAS CERÂMICAS.**

### **RESUMO**

Concentrado Protéico de Soro Diafiltrado (CPSD) foi produzido a partir do leite cru desnatado pelo processo em cascata de fracionamento das proteínas do leite por micro e ultrafiltração.

Os CPSDs foram obtidos a partir da concentração do permeado resultante da separação e concentração da caseína. Foram usadas duas membranas cerâmicas com porosidade 0,01 e 0,02  $\mu\text{m}$  operando a várias condições de: temperatura, velocidade e pressão transmembrana. As proteínas do soro foram concentradas a valores de Fator de Concentração (FC), de 6 ou 7, e até 12 Ciclos de Diafiltração (CD), usando água deionizada (AD). Após a secagem em secador atomizador os CPSDs apresentaram teores de proteína total entre 52,12 e 80,07 %.

O processo em cascata, apresentou vantagens como: 1) ausência de produtos químicos (ácidos, corantes, etc) e coagulante residual: 2) praticamente nenhum tratamento térmico que afete a conformação nativa das proteínas do soro e 3) baixo teor de gordura no produto final. Quanto ao fluxo de permeado através da membrana, utilizou-se o modelo estabelecido por WU et alli. (1991) para soluções de uma única proteína. Os valores de fluxo estiveram na ordem de 25 a 50  $\text{kg}/\text{hm}^2$ , para a etapa de concentração e 70  $\text{kg}/\text{hm}^2$  para a etapa de diafiltração.

### III.1. INTRODUÇÃO

O Concentrado Protéico de Soro (CPS) vem sendo usado como ingrediente em uma ampla gama de produtos alimentícios, como bebidas, bolos, sobremesas congeladas e alimentos infantis, devido às suas propriedades nutricionais e funcionais (KINSELLA, 1976 e KIM, 1988). Os CPSs normalmente disponíveis no mercado são limitados em suas utilizações práticas na indústria de alimentos devido ao seu pobre “flavor”, alto teor de gordura, lactose e cinzas. Além disso, esses produtos exibem grande variabilidade em sua composição e propriedades funcionais devido ao tipo e fonte de soro, a partir dos quais os CPSs são produzidos industrialmente. Para se obter um produto de qualidade uniforme, um novo caminho de produção do CPS precisa ser explorado. A aplicação da tecnologia de membranas na indústria de laticínios permite explorar esta possibilidade. O desenvolvimento desses sistemas de filtração apresenta vantagem em relação a outros sistemas tais como: maior eficiência, menor consumo de energia, baixo custo, capacidade de esterilização, resistência a solventes orgânicos e outros meios corrosivos, longa vida útil e facilidade de reposição (CHERYAN, 1986). No caso das membranas cerâmicas há necessidade de velocidades mais elevadas implicando em maior potência e maior área de instalação em relação às membranas com outros materiais, porém elas apresentam a vantagem de trabalhar com alta percentagem de sólidos em suspensão e apresentam maior facilidade de limpeza através do sistema CIP (RENNER, 1991).

Tradicionalmente, o soro é obtido como subproduto do processo de fabricação de queijos, sendo que a sua composição varia em função da matéria prima, processo de fabricação, tratamento térmico, etc. Existem basicamente duas fontes de proteínas de soro: soro doce e soro ácido. Soro doce é resultante da manufatura tanto de queijos como da caseína usando renina como coagulante, com pH entre 6,2 e 6,5. O soro ácido pode ser obtido através da manufatura tanto da caseína ácida ou da fabricação de queijos por coagulação ácida, com pH ao redor de 4,6 a 4,7 (HARPER, 1992). Devido à variação na composição do soro, os CPS produzidos também apresentam diversidade na sua composição, e conseqüentemente, em suas propriedades funcionais. LIAO et al. (1987) encontraram, entre todos os componentes considerados como impurezas, que a gordura residual e as cinzas apresentaram um efeito negativo na funcionalidade dos CPSs. Eles sugeriram que um produto mais uniforme e de melhor qualidade pode ser produzido se a quantidade total de cinzas e de gordura residual for reduzida. CPSs ionizados ou livre de cálcio também tem sido estudados

(JOHNS, 1981) por influenciarem as propriedades de gelatinização das proteínas.

Dentre os vários métodos para a manufatura em escala comercial CPS, as técnicas de membrana são as mais usadas (principalmente a ultrafiltração e osmose reversa). No entanto, CPSs com maior teor de proteína podem ser obtidos com o uso de alguns métodos baseados na precipitação e formação de complexos. Entretanto, esses métodos geralmente apresentam problemas relacionados com a contaminação residual de reagentes, o que as vezes dificulta a sua utilização como ingrediente alimentício. O uso de procedimentos para melhoria e posterior purificação do CPS, pela remoção desses reagentes, acaba por adicionar etapas ao processamento que podem não ser economicamente viáveis, a não ser que implique em resultados compensadores em relação às propriedades funcionais (SCHMIDT et al., 1984).

O processamento das proteínas do soro com membranas tem sido uma proposta alternativa e atrativa para os processadores desse produto devido a capacidade de concentração (osmose reversa) e/ou fracionamento (ultrafiltração) dos componentes do soro a baixo custo operacional com danos mínimos à proteína, já que o processo não utiliza nenhum tratamento térmico drástico (MEHRA et al., 1993).

PEARCE (1992) verificou que a osmose reversa apresentava algumas vantagens quando comparada com processos térmicos, evaporadores com 5 ou 7 estágios, porém os dois processos têm diferentes aspectos e esses devem ser considerados, como por exemplo: a natureza funcional dos produtos finais, custo de energia, eficiência no consumo de energia e custos de capital. HOBMAN (1992) fez uma completa descrição de diferentes equipamentos de membrana projetados e normalmente usados no processamento de soro. Detalhes do processo usado industrialmente são difíceis de serem obtidos e geralmente são considerados como propriedade das indústrias.

Deve-se considerar ainda que os fabricantes de CPS tem tido uma tendência de focalizar o processo de fabricação e as características do produto sem dar a devida atenção para as necessidades específicas da indústria de alimentos que usa o CPS como ingrediente alimentício.

A tecnologia de membrana tem sido uma ótima ferramenta para o fracionamento das proteínas do leite. Seu uso pela indústria láctea tem levado à criação de novos produtos com alto valor agregado. É bastante conhecido que as proteínas do leite tem a única vantagem de oferecer duplo benefício, ou seja, apresentam elevado valor nutricional entre todas as fontes de proteínas disponíveis para nutrição humana, e possuem importantes propriedades funcionais (gelatinização, formação de espuma, emulsificação, capacidade de retenção de água, etc.) o que lhes permite ampla aplicação na indústria de alimentos (MAUBOIS et al., 1992).

O principal atrativo da ultrafiltração para a indústria de laticínios é explorar a possibilidade do fracionamento do soro e do leite cru desnatado sem aplicação de calor e portanto sem desnaturação das proteínas do leite (COTON, 1974).

No caso das membranas cerâmicas estas podem atender a uma ampla faixa de temperatura e pH, apresentando maiores facilidades durante o processo de limpeza quando comparadas com as várias membranas orgânicas.

Nesse estudo um novo caminho foi explorado para produzir CPSDs. Leite cru desnatado foi primeiramente microfiltrado com membrana cerâmica de diâmetro de poro de 0,8  $\mu\text{m}$  produzindo leite com reduzido teor de gordura (LBTG). O LBTG foi fracionado em uma parte rica em caseína e uma fração rica em proteína do soro com uma membrana cerâmica de diâmetro de poro 0,05  $\mu\text{m}$ . As proteínas do soro foram concentradas usando membranas de diâmetro de poro de 0,01 e 0,02  $\mu\text{m}$ . Desta forma, nenhum produto químico ou tratamento térmico mais severo foi envolvido neste processo e as proteínas do soro estão na sua forma nativa quando obtida diretamente do leite.

Os objetivos desse trabalho foram analisar o fluxo de permeado, avaliar o desempenho das membranas do ponto de vista da separação dos seus componentes e monitorar a mudança da composição durante a ultrafiltração e diafiltração com vistas a obter um CPSD de alto teor protéico com o menor conteúdo possível de gordura, cinzas, nitrogênio não protéico e lactose.

## **III.2. MATERIAL E MÉTODOS**

### **III.2.1. PRODUÇÃO DOS CONCENTRADOS PROTÉICOS DE SORO DIAFILTRADOS (CPSD)**

As amostras CPSD3, CPSD4, CPSD5 e CPSD6 foram produzidas, em escala piloto, a partir de leite cru desnatado pelo processo em cascata através de membranas com poro 0,01 e 0,02  $\mu\text{m}$ , conforme está ilustrado nos fluxogramas das FIGURAS I.1 e I.2. Após a concentração e diafiltração a secagem foi realizada em secador atomizador, operando a 16.000 rpm. As temperaturas de entrada e saída do ar foram respectivamente 180 e 95 °C.

Para efeito de comparação entre os produtos obtidos a nível de planta-piloto pelo processo em cascata alguns produtos comerciais, como por exemplo, do grupo do CPS: WPC865, WPC866 e DAVCO; do grupo do IPS: WPI. Todos foram usados para a avaliação de algumas propriedades funcionais e fornecidos pela empresa Davisco.

### **III.2.2. SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO PARA CONCENTRAÇÃO E DIAFILTRAÇÃO DAS PROTEÍNAS DO SORO**

#### **III.2.2.1. Descrição dos elementos componentes do sistema de ultrafiltração operando a alta pressão**

A FIGURA III.1 apresenta esquematicamente o sistema que foi utilizado para o processo de concentração e diafiltração das proteínas do soro junto com a notação para a identificação dos componentes do sistema. A especificação detalhada desses componentes encontra-se no Anexo C.

**LEGENDA**

- BB1 - Bomba Centrífuga TM - Termômetro
- BB2 - Bomba Pistão V1 - Válvula em Y parcial
- BB3 - Bomba Centrífuga V2 - Válvula Borboleta fechada
- TC - Trocador Calor V3 - Válvula em Y parcial
- TQ - Tanque V4 - Válvula Borboleta parcial
- MEM - Membrana V5 - Válvula Borboleta fechada
- BL - Balde V6 - Válvula Esfera parcial
- BAL - Balança V7 - Válvula Borboleta aberta
- ROT - Rotâmetro V8 - Válvula Borboleta Parcial
- MN - Manômetro DR - Dreno

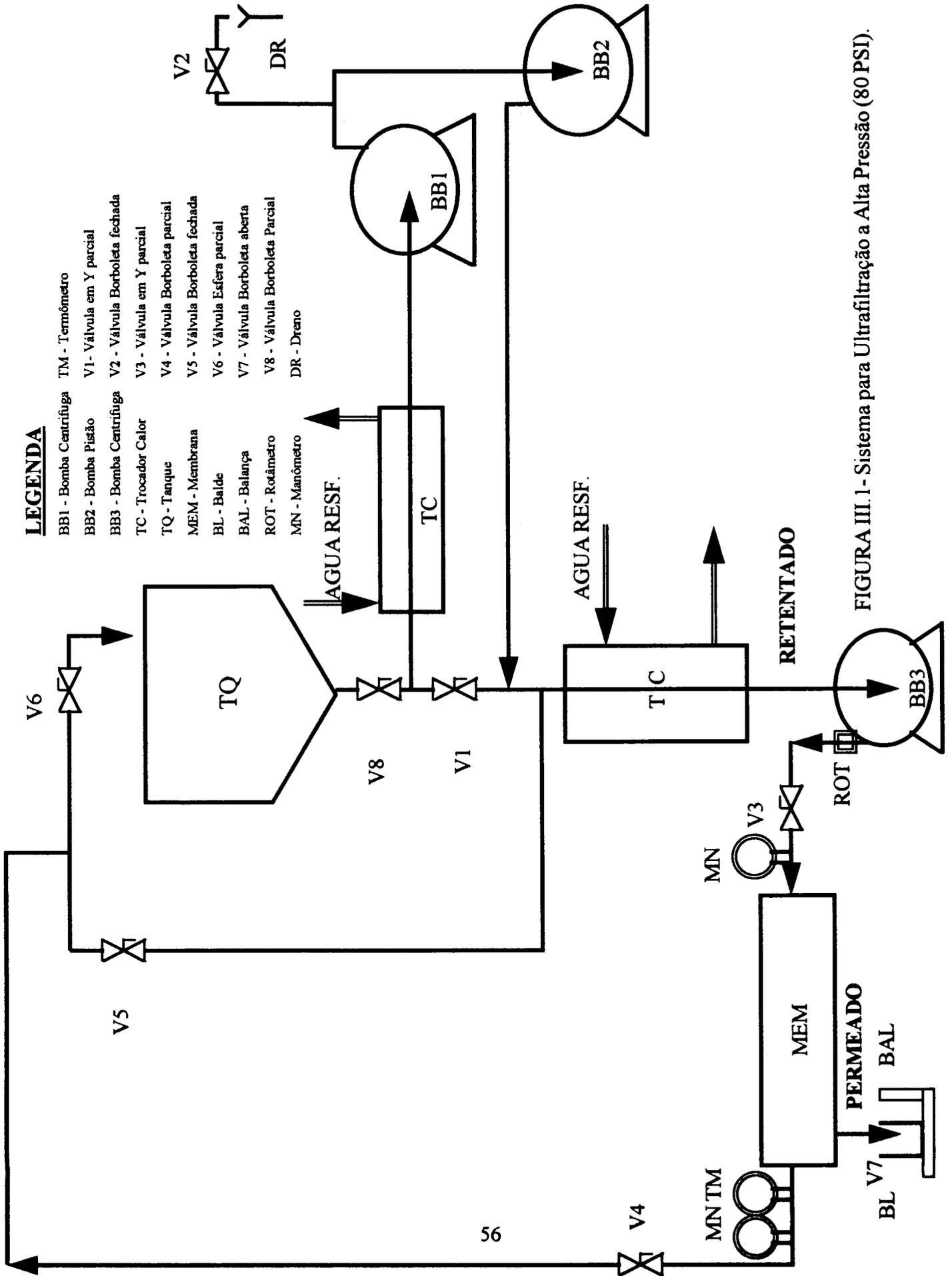


FIGURA III.1 - Sistema para Ultrafiltração a Alta Pressão (80 PSI).

### **III.2.2.2. Procedimento para operação do sistema de membranas e obtenção dos dados para a curva de permeação.**

Após a completa limpeza do sistema e das membranas, deve-se medir o fluxo de água numa condição padrão. Caso apresente um valor de fluxo abaixo do normal repete-se o processo de limpeza, que está no Anexo E. O procedimento operacional detalhado esta descrito no Anexo D.

### **III.2.2.3. Parâmetros Operacionais**

A TABELA III.1 apresenta algumas das variáveis adotadas no procedimento para a produção dos CPSDs tais como: diâmetro do poro da membrana, FC e CD.

Utilizou-se o FC 6 ou 7, pois a esses valores verificou-se um aumento do percentual da proteína do soro em relação à alimentação. Valores maiores de FC levam a uma redução no fluxo de permeado, porém diminui o volume de material concentrado e, conseqüentemente, reduz o tempo de processamento na etapa de diafiltração.

Foram obtidos vários produtos a partir de diferentes FCs e números de CDs com o objetivo de analisar, ao longo do processamento, a composição química do concentrado e do produto final.

A membrana cerâmica com diâmetro do poro de 0,01  $\mu\text{m}$  é comumente utilizada na indústria para a concentração das proteínas do soro. Foram desenvolvidos alguns testes nas condições operacionais com a membrana de diâmetro de poro 0,02  $\mu\text{m}$  operando-a a vários valores de pressão transmembrana e velocidade visando à aproximação das condições ótimas de trabalho.

As corridas realizadas com a membrana de diâmetro do poro 0,01  $\mu\text{m}$ , foram realizadas com valores já previamente otimizadas em estudos feitos no laboratório, ou seja, pressão transmembrana de 80 psi, velocidade de 5,8 m/s e temperatura de 50 °C. Para a membrana 0,02  $\mu\text{m}$ , as pressões estiveram na faixa de 45 a 79 psi, velocidade de 4,5 a 6,3 m/s e temperatura de 50 °C.

TABELA III.1 - Condições operacionais de processamento para obtenção de CPSD utilizando o processo em cascata para fracionamento de proteínas do leite.

<b>Corrida(s)</b>	<b>pro- duto</b>	<b>FC</b>	<b>CD</b>	<b>Diâmetro do poro (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>Tempe- ratura (<math>^{\circ}\text{C}</math>)</b>	<b>Velo- cidade (m/s)</b>	<b>Pres- são (psi)</b>
<b>11WR e 11WR-D</b>	CPSD3	6	8	0,01	50	5,7	82
<b>12WR e 12WR-D</b>	CPSD4	7	5	0,01	50	5,7	80
<b>14WR</b>	CPSD5	7	10	0,01	50	5,7	80
<b>18WR, 19WR e 20WR-D</b>	CPSD6	6	12	0,02	50	4,5-6,3	45-79

### III.2.3. MÉTODOS DE ANÁLISES QUÍMICAS

III.2.3.1. **Sólidos totais**, Método Oficial , AOAC 925.23.

III.2.3.2. **Cinzas**, Método Oficial , AOAC 945.46.

III.2.3.3. **Extração de gordura**, Método Oficial AOAC 989.05.

III.2.3.4. **Determinação do nitrogênio total**, Método Oficial , AOAC 991.20.

III.2.3.5. **Determinação do nitrogênio não protéico**, Método Oficial , AOAC 991.21.

III.2.3.6. **Teor de proteína total**, igual ao nitrogênio total x 6,38.

III.2.3.7. **Teor de proteína do soro**, igual ao (nitrogênio total - nitrogênio não protéico) x 6,38, Método Oficial AOAC 991.23.

### III.3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### III.3.1. COMPOSIÇÃO DOS CONCENTRADOS PROTÉICOS DE SORO

A variação da composição do leite como matéria-prima exerce influência na composição final do produto em pó, à medida em que a variação aparentemente pequena na concentração de certos elementos resulta em variações na composição do produto final, implicando assim em variações nas propriedades funcionais. A TABELA III.2 apresenta a composição química, em base seca, da matéria prima usada para a produção dos seguintes produtos: CPSD3, CPSD4, CPSD5 e CPSD6. Verifica-se que a variação das proteínas do soro esteve entre 2,49 e 3,38%, enquanto que a composição de lactose apresentou valor entre 84,91 e 85,82%, para todas as matérias primas, apresentando alta preponderância com pouca variação na quantidade deste componente.

TABELA III.2 - Composição química da matéria prima para a produção dos diversos CPSD obtidos pelo processo em cascata. Valores em base seca.

<b>COMPONENTES (%)</b>	<b>CPSD3</b>	<b>CPSD4</b>	<b>CPSD5</b>	<b>CPSD6</b>
<b>Proteína total</b>	6,69	6,10	6,08	6,73
<b>Nitrogênio não protéico</b>	3,35	3,61	2,70	3,74
<b>Proteína do soro</b>	3,34	2,49	3,38	2,99
<b>Cinzas</b>	7,88	8,40	8,10	8,36
<b>Lactose por diferença</b>	85,43	85,5	85,82	84,91

Essas matérias primas foram processadas de acordo com os parâmetros de processo indicados na TABELA III.1 e os resultados das análises de composição química desses produtos, após secagem estão apresentados na TABELA III.3.

TABELA III.3 - Composição química dos diversos CPSDs obtidos pelo processo em cascata. Valores em base seca.

<b>COMPONENTES (%)</b>	<b>CPSD3</b>	<b>CPSD4</b>	<b>CPSD5</b>	<b>CPSD6</b>
<b>Proteína total</b>	55,67	52,12	66,15	80,07
<b>Nitrogênio não protéico</b>	6,88	10,23	11,70	7,91
<b>Proteína do soro</b>	48,79	41,9	54,45	72,17
<b>Umidade</b>	10,36	6,11	9,97	8,08
<b>Cinzas</b>	5,01	4,89	4,45	3,33
<b>Gordura</b>	1,06	0,14	0,16	0,81
<b>Lactose por diferença</b>	27,91	36,74	19,72	7,71

A TABELA III.4 mostra o efeito dos FCs e CDs sobre o teor final de proteínas do soro nos CPSDs, a partir das matérias primas iniciais com diferentes teores de proteínas de soro.

TABELA III.4 - Percentagem de proteínas de soro inicial e final, em base seca, FC e CD para obtenção dos CPSDs.

<b>Parâmetros</b>	<b>CPSD3</b>	<b>CPSD4</b>	<b>CPSD5</b>	<b>CPSD6</b>
<b>Percentagem de Proteínas Soro (início)</b>	3,34	2,49	3,38	2,99
<b>Percentagem de Proteínas Soro (final)</b>	48,79	41,9	54,45	72,17
<b>FC</b>	6	7	7	6
<b>CD</b>	8	5	10	12
<b>Prot. Soro (início)/Prot. Soro (final)</b>	14,61	16,83	16,11	24,14

Comparando-se os produtos CPSD5 e CPSD6 verificou-se que apesar de a matéria prima do CPSD6 apresentar 10% a menos de proteínas do soro em relação ao CPSD5, o produto final, após FC 6 e 12 CD apresentou 72,17% de proteínas do soro contra 54,45% do CPSD5. Ao se comparar os produtos CPSD5 e CPSD3, eles apresentam o mesmo teor inicial de proteínas do soro, porém o primeiro resultou num produto com 54,45% e o segundo com 48,79% de proteínas do soro.

Nas duas situações consideradas verifica-se o efeito positivo da diafiltração para o aumento do teor de proteínas do soro.

O estabelecimento da relação entre as percentagens finais e iniciais de proteínas do soro, em base seca, apresenta quantas vezes o produto foi concentrado desde a sua forma inicial de solução até a forma de pó. Na Tabela III.4 este parâmetro está demonstrado e associado com as variáveis de processo como FC e CD. Assim verifica-se que para o produto CPSD6 atinge a maior relação, próximo a 24.

### **III.3.2. ANÁLISE DA COMPOSIÇÃO EM BASE SECA DO CONCENTRADO PROTÉICO DE SORO DURANTE O PROCESSO DE CONCENTRAÇÃO E DIAFILTRAÇÃO**

As FIGURAS III.2 e III.3 apresentam as mudanças de composição (em base seca) da solução de proteínas do soro durante os processos de concentração e diafiltração nas corridas 12 WR e 20 WR, respectivamente. Para a corrida 12 WR partiu-se de 2,49% de proteínas do soro e após FC 5 atingiu-se 10,22%, enquanto que a corrida 20 WR iniciou com 2,99% e chegou a 10,11% após FC 7. A elevação do teor de proteína ocorreu às custas de uma discreta diminuição em quase todos os teores dos elementos de baixo peso molecular como o nitrogênio não protéico, cinzas e lactose. No caso da corrida 12 WR houve uma maior redução do nitrogênio não protéico e cinzas, levando a um aumento relativo dos teores de lactose e das proteínas do soro. Entre FC 6 ou 7 na corrida 12 WR, a diferença de proteína do soro foi de 0,74%, refletindo assim uma certa limitação do aumento do FC, no processo de concentração por membranas, para aumentar o teor de proteínas do soro. Isto é importante do ponto de vista industrial, pois apesar do fluxo ser um pouco menor no FC7 e exigir maior tempo de processamento, o volume de material disponível a ser diafiltrado é menor. No caso dessa corrida verificou-se que entre os FC 6 e 7 houve uma redução de cerca de 14% no volume a ser processado.

O efeito do processo de diafiltração no aumento da percentagem de proteína do soro foi mais elevado entre as diafiltrações 4 e 5 apresentando uma adição de 11,39% deste componente.

Para a corrida 20 WR houve entre a alimentação e o FC 6 uma mudança no teor das proteínas do soro de 2,99% para 10,11% (base seca). Nesse caso a concentração permitiu uma efetiva redução nas percentagens de lactose, nitrogênio não protéico e cinzas. Quanto à diafiltração verificou-se que entre as diafiltrações D10 e D12 ocorreu um aumento médio de 3% no teor de proteína por CD, enquanto que entre os ciclos entre D08 e D10 este aumento médio foi de 6,5%.

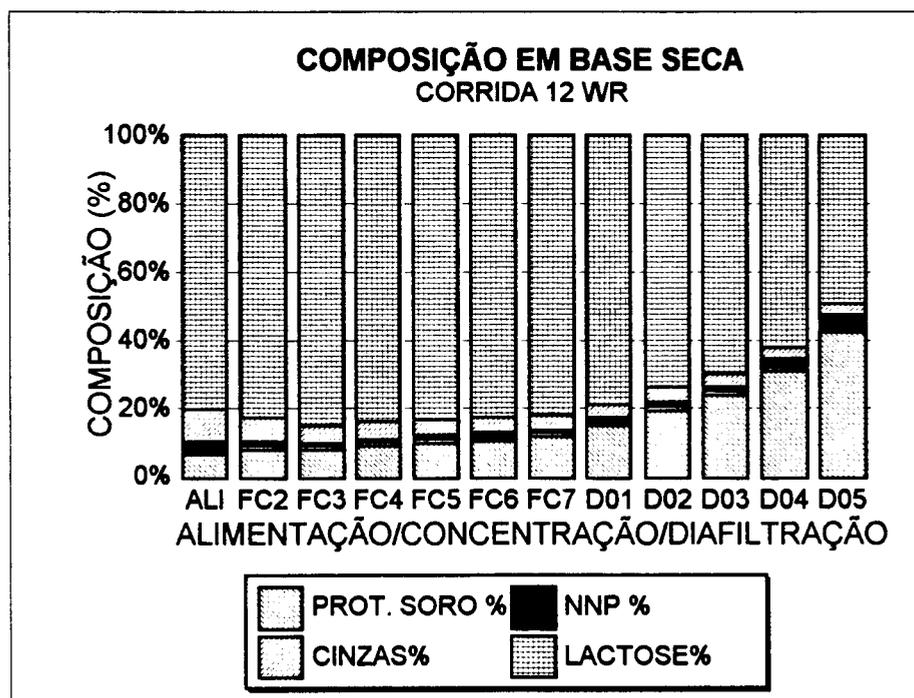


FIGURA III.2 - Composição (em base seca) da solução de proteína durante a concentração e diafiltração, corrida 12 WR, usando membrana cerâmica diâmetro do poro 0,01  $\mu\text{m}$ .

No processo de diafiltração ocorreu inicialmente um efeito de redução relativamente pequeno dos componentes menores, para em seguida ocorrer um aumento por CD na pureza das proteínas do soro. A FIGURA III.3 ilustra bem, para as últimas diafiltrações da corrida 20 WR, uma certa limitação na diminuição dos componentes menores, gerando assim uma dificuldade em se obter um produto final com teor de proteínas do soro mais elevado.

O efeito de um aumento relativamente suave no teor de proteínas do soro nas primeiras

diafiltrações pode ser justificado como uma etapa de diminuição gradual da resistência à passagem, dos componentes de baixo peso molecular devido à presença da água “lavando” a camada gel-polarizada formada na superfície da membrana durante a concentração. Após, algumas diafiltrações, deve ocorrer uma alteração desse material facilitando então a eliminação parcial desses componentes. Consequentemente há um aumento relativo do teor das proteínas do soro na solução. Finalmente, há ainda uma fase de aumento de pureza das proteínas do soro porém numa taxa menor, indicando assim, uma certa limitação na eficiência da diafiltração para a obtenção de CPSD com teores de proteínas do soro, por exemplo, acima de 80%.

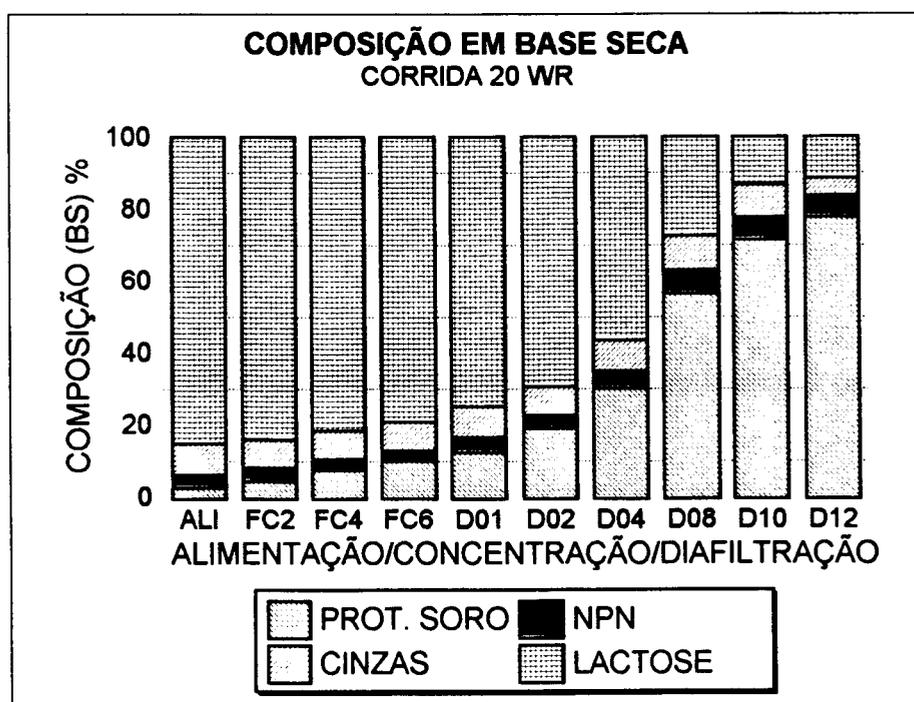


FIGURA III.3 - Composição (em base seca) da solução de proteína durante a concentração e diafiltração, corrida 20 WR, usando membrana cerâmica diâmetro do poro 0,02  $\mu\text{m}$ .

### III.3.3. ANÁLISE DA VARIAÇÃO PERCENTUAL DA COMPOSIÇÃO DO CONCENTRADO PROTÉICO DE SORO DURANTE A CONCENTRAÇÃO E DIAFILTRAÇÃO

As FIGURAS III.4 e III.5 representam a variação percentual da composição dos elementos mais importantes durante a concentração e a diafiltração das proteínas do soro obtidos pelo processo em cascata, usando as membranas com diâmetro de poro 0,01 e 0,02  $\mu\text{m}$ , respectivamente.

Verifica-se que no caso da membrana com poro de diâmetro menor há uma variação percentual elevada para a proteína do soro, que é crescente durante o processo de concentração atingindo o valor de 400% e se mantendo por volta deste patamar durante a diafiltração. Já os componentes menores passam por uma variação menor em relação à proteína do soro, porém positiva durante a concentração, e passam a sofrer uma variação decrescente após iniciado o processo de diafiltração, e torna-se negativa, dependendo do componente e do CD.

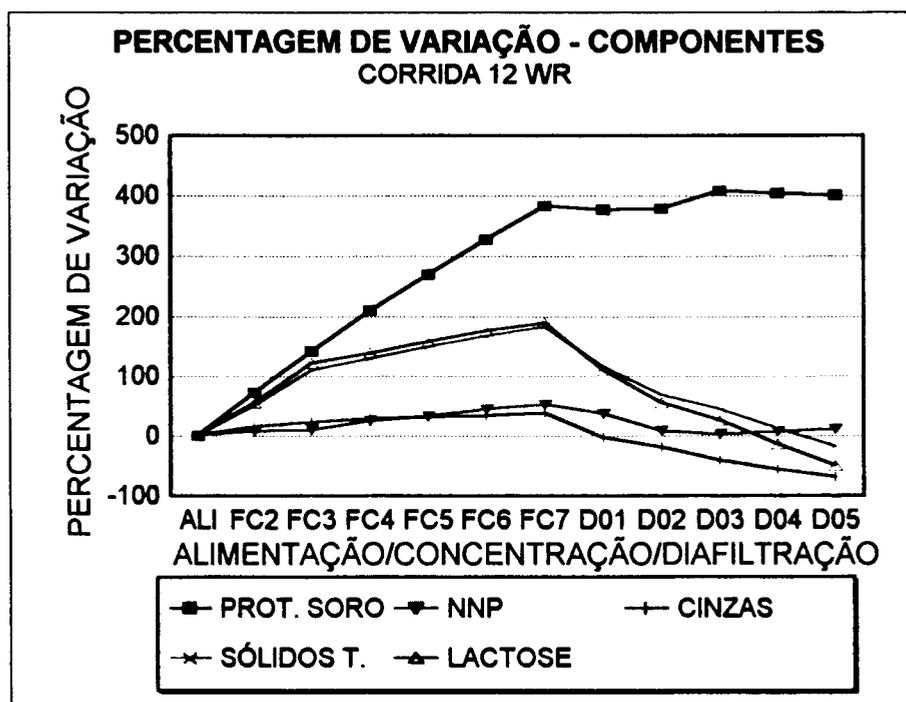


FIGURA III.4 - Percentual de variação da composição do retentado para a corrida 12 WR utilizando membrana cerâmica, com diâmetro de poro 0,01  $\mu\text{m}$ , na concentração e diafiltração das proteínas do soro.

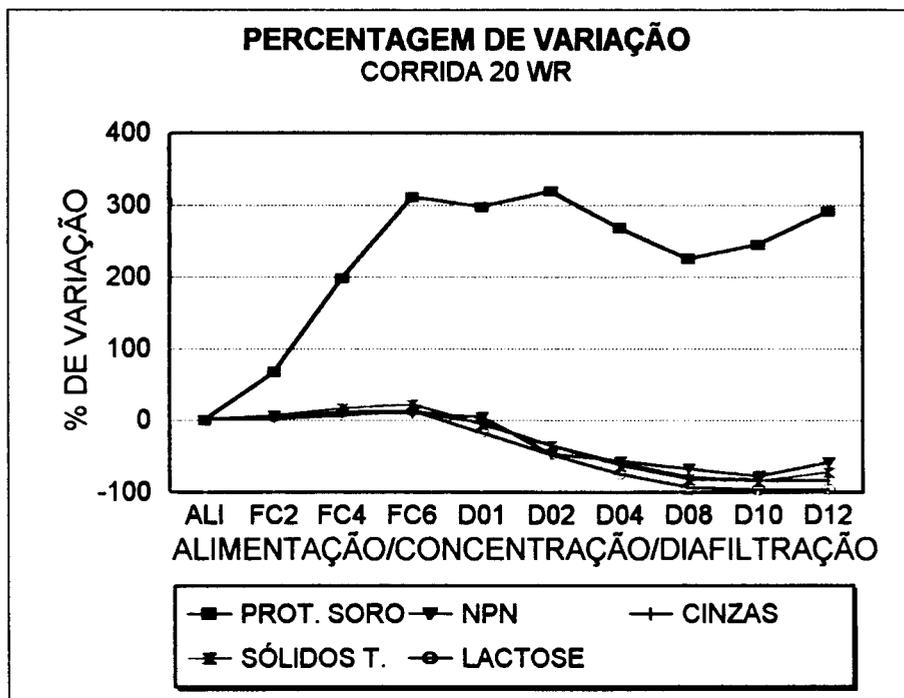


FIGURA III.5 - Percentual de variação da composição do retentado para a corrida 20 WR utilizando membrana cerâmica, com diâmetro de poro 0,02  $\mu\text{m}$ , na concentração e diafiltração das proteínas do soro.

Essa mesma tendência, porém com valores de percentuais inferiores ao da membrana 0,01  $\mu\text{m}$ , foi observada para a membrana 0,02  $\mu\text{m}$ . Esses valores demonstram a maior capacidade de retenção das membranas com menor diâmetro do poro. Para a membrana 0,02  $\mu\text{m}$  observa-se que o percentual de variação para os componentes menores é significativamente menor em relação a outra membrana. Após a oitava diafiltração, na corrida 20 WR, todos os elementos de baixo peso molecular apresentam variação negativa por volta de 100%. Isto demonstra a maior seletividade da membrana 0,01  $\mu\text{m}$  para os componentes menores, ou ainda, maior permeação da membrana 0,02  $\mu\text{m}$ .

Como pode ser visto na FIGURA III.5, os sólidos totais apresentaram uma variação negativa devido à perda de sólidos através do permeado. Para a corrida 12 WR, esse valor foi negativo, porém próximo a 15% após 5 diafiltrações, enquanto que na corrida 20 WR após 6 diafiltrações foi cerca de 55%. É importante lembrar que o teor inicial de proteína do soro foi de 2,49% e a lactose de 85%, ambos em base seca.

### III.3.4. ANÁLISE DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO

O coeficiente de rejeição (Cap. I item I.3.5) é um indicativo do quanto um determinado componente da solução do soro é rejeitado pela membrana durante o processo de concentração. Os dados obtidos são apresentados na FIGURA III.6. Esses dados mostram um valor do coeficiente de rejeição de 0,9 para as proteínas do soro, já a partir do FC 2 e que aumenta gradualmente durante o processo de concentração. Ao atingir estes valores, próximo de um, é um indicativo de que existe uma certa passagem de proteínas do soro para o permeado, e na medida em que ocorre o aumento da espessura da camada gel polarizada, cresce a resistência à passagem dessas proteínas para o permeado. O aumento do FC leva esse parâmetro a atingir valores próximo de 1, já que esta membrana secundária é que acaba determinando o fluxo de permeado e a passagem dos componentes de baixo peso molecular.

Para os componentes menores este coeficiente tende a atingir, no início do processo, um valor bastante inferior em relação à proteína do soro, mas também aumenta progressivamente com o aumento do FC. A camada gel-polarizada é uma película depositada sobre a superfície da membrana formada pelos elementos que constituem a solução, portanto, todos os elementos ou pelo menos quase todos, entram na composição deste material que adere à superfície da membrana formando uma barreira adicional à passagem dos compostos de baixo peso molecular. O coeficiente de rejeição elevado implica em pouca passagem de um dado componente para o permeado, ou ainda, elevada capacidade de retenção dos componentes pela membrana e/ou pela camada gel-polarizada.

A FIGURA III.6, apresenta um crescente aumento dos valores do coeficiente de rejeição para os componentes menores como o nitrogênio não protéico, cinzas e lactose na fase de concentração. O grau de retenção dos minerais depende da sua associação com macromoléculas, notadamente as proteínas do soro, pois apesar de serem menores que os poros das membranas, eles apresentaram um de aumento gradual no coeficiente de rejeição com o aumento do FC, mesmo que a um grau menor do que em relação às proteínas. A linha de sólidos totais representa o coeficiente de rejeição levando-se em conta a influência de todos os solutos constituintes da solução.

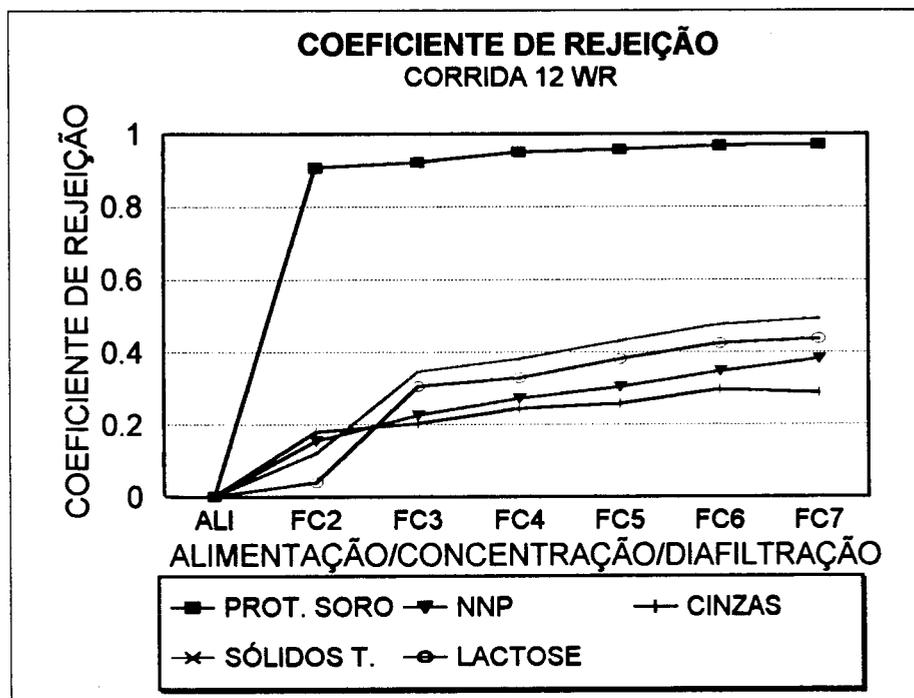


FIGURA III.6 - Coeficiente de Rejeição dos componentes da solução de soro para a corrida 12 WR, usando membrana cerâmica, diâmetro do poro 0,01  $\mu\text{m}$ .

### III.3.5. ANÁLISE DO RENDIMENTO DE PROTEÍNA DE SORO E DA PUREZA

As FIGURAS III.7 e III.8 apresentam para vários FCs o comportamento da pureza e o respectivo rendimento, para as proteínas do soro. As definições destes dois parâmetros estão no Capítulo I, (item I.3.6).

No início do processo de concentração, até FC 2 ou 3, os valores de Rendimento são os menores, nestas condições as taxas de retenção para as proteínas do soro são as menores. Para os FCs acima de 4 as taxas de retenção aumentam, e os valores de Rendimento também aumentam e tendem a se estabilizar por volta de 0,94, para as corridas 12 WR e 20 WR, usando respectivamente as membranas cerâmicas 0,01 e 0,02  $\mu\text{m}$ .

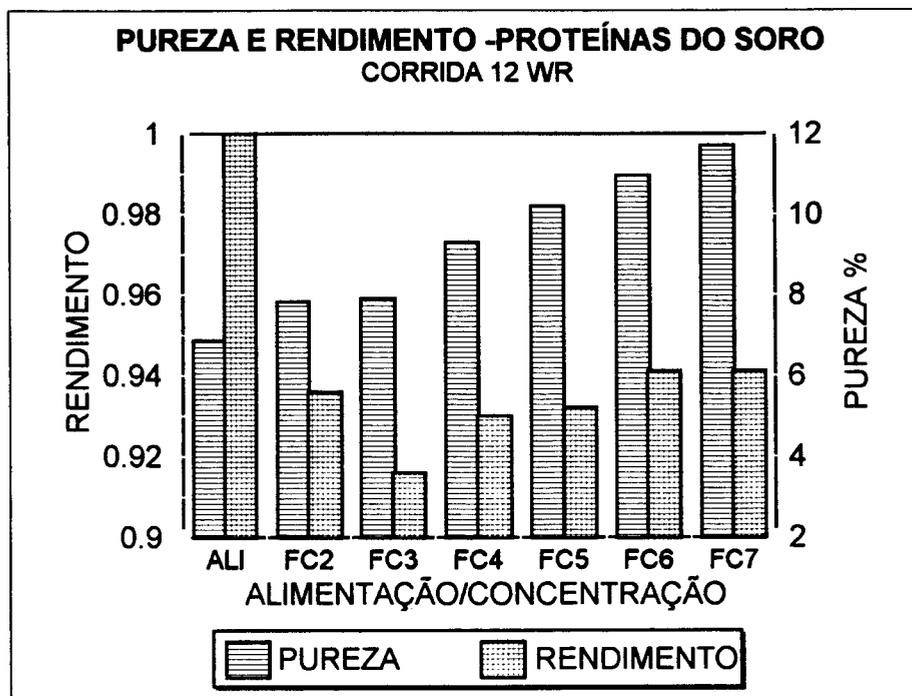


FIGURA III.7 - Comportamento de Rendimento e Pureza para as proteínas do soro na corrida 12 WR, usando membrana cerâmica, diâmetro do poro de 0,01  $\mu\text{m}$ .

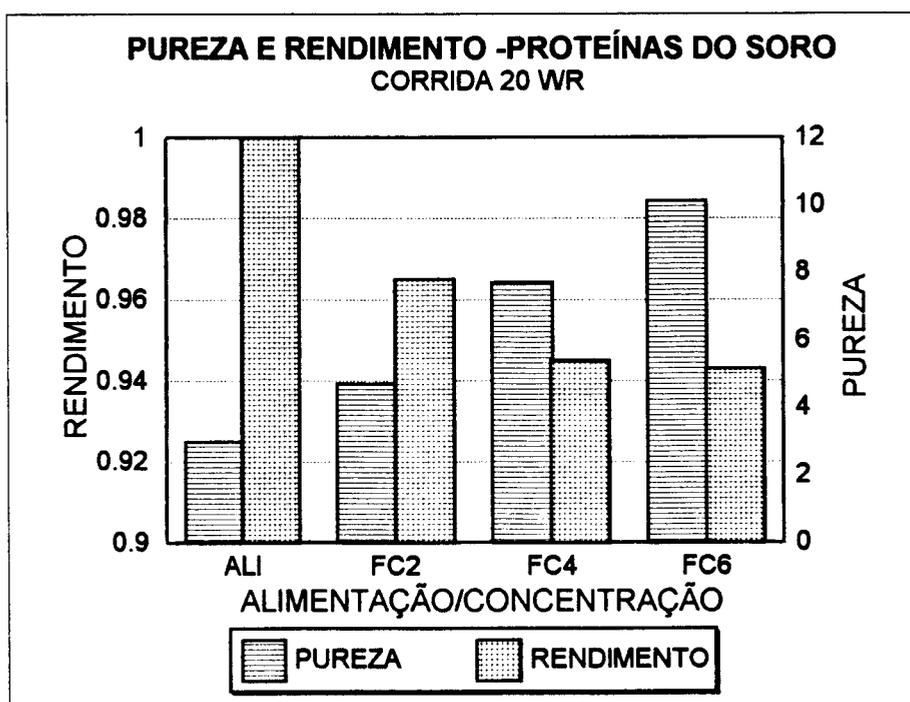


FIGURA III.8 - Comportamento de Rendimento e Pureza para as proteínas do soro na corrida 20 WR, usando membrana cerâmica, diâmetro do poro de 0,02  $\mu\text{m}$ .

O valor de rendimento muito próximo para as duas membranas é um indicativo de que ambas funcionam como suporte à camada gel-polarizada que se forma logo no início do processo. Esta camada exerce grande influência na determinação da passagem ou não de certos componentes e irá interferir no nível do entupimento que ocorrerá dentro dos poros da membrana e conseqüentemente interferindo no fluxo de permeado.

### III.3.6. CURVAS DE PERMEAÇÃO

Como descrito no Capítulo I, item I.3.7 foi adotado o modelo elaborado por WU et alli. (1991) para descrever o comportamento do fluxo de permeado em função do tempo, na etapa de concentração e diafiltração da solução de proteína.

A concentração das proteínas do soro proveniente do processo cascata, foi realizada em duas etapas: da matéria prima original até FC 2 (processo 1), e após a limpeza da membrana do FC 2 até FC 6 (processo 2). Os oito ciclos de diafiltração, após limpeza da membrana, foram realizados continuamente numa terceira etapa (diafiltração).

Os valores do fluxo de permeado foram calculado através do “software” Sigmaplot, através de processo interativo, levando em conta a correlação de WU et alli (1991):

$$J_{cal} = \exp[\text{Ln}J_i + \exp(\text{Ln} K_p/K_f - K_f t)] \quad (\text{III.1})$$

onde:

$J_{cal}$  = Fluxo calculado (kg/hm<sup>2</sup>);

$J_i$  = Fluxo obtido no instante final do experimento (kg/hm<sup>2</sup>);

$t$  = tempo (min);

$K_p$  = coeficiente devido à polarização da concentração;

$K_f$  = coeficiente devido ao entupimento.

As FIGURAS III.9, III.10 e III.11 apresentam os valores de fluxo de permeado experimental e calculados pelo modelo de WU et alli (1991) para as duas etapas de concentração e a de diafiltração.

O ajuste dos dados experimentais para estes três processos usando o modelo de WU et alli (1991) apresentou concordância no trecho de queda constante do fluxo, na medida em que as diferenças entre os valores calculados e os experimentais estiveram próximos, não ultrapassando a diferença de 20%. Ressalta-se que há uma certa discrepância para os três processos nos minutos iniciais, onde os valores de fluxo calculados são menores em relação aos valores experimentais. Na medida em que o processo ocorre há uma maior concordância entre os fluxos experimentais e os calculados.

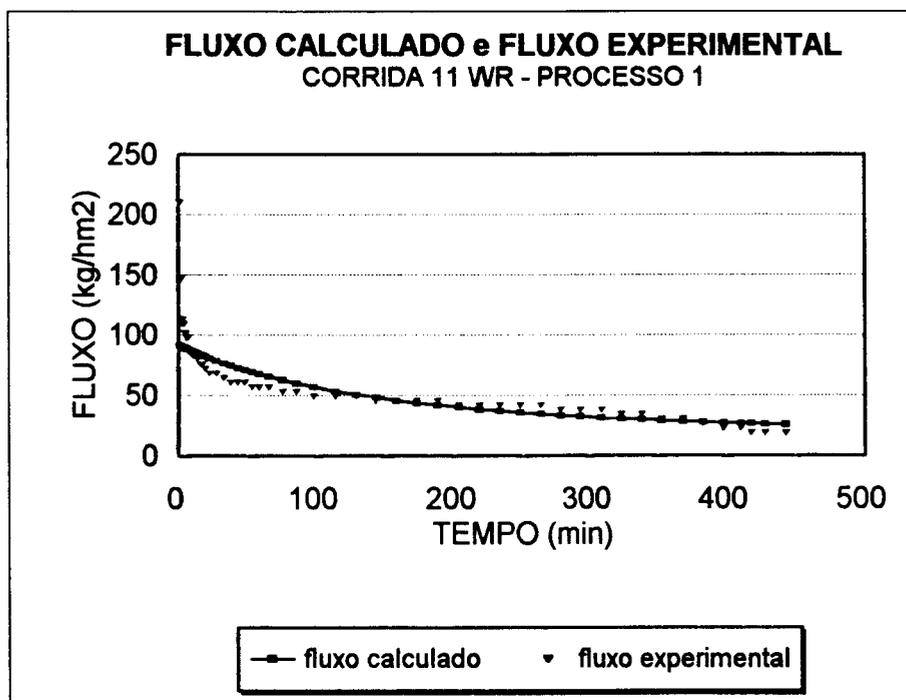


FIGURA III.9 - Fluxo de permeado experimental e calculado pelo modelo de WU et alli (1991) para a concentração da proteína do soro até FC 2, processo 1. Membrana 0,01  $\mu$ m.

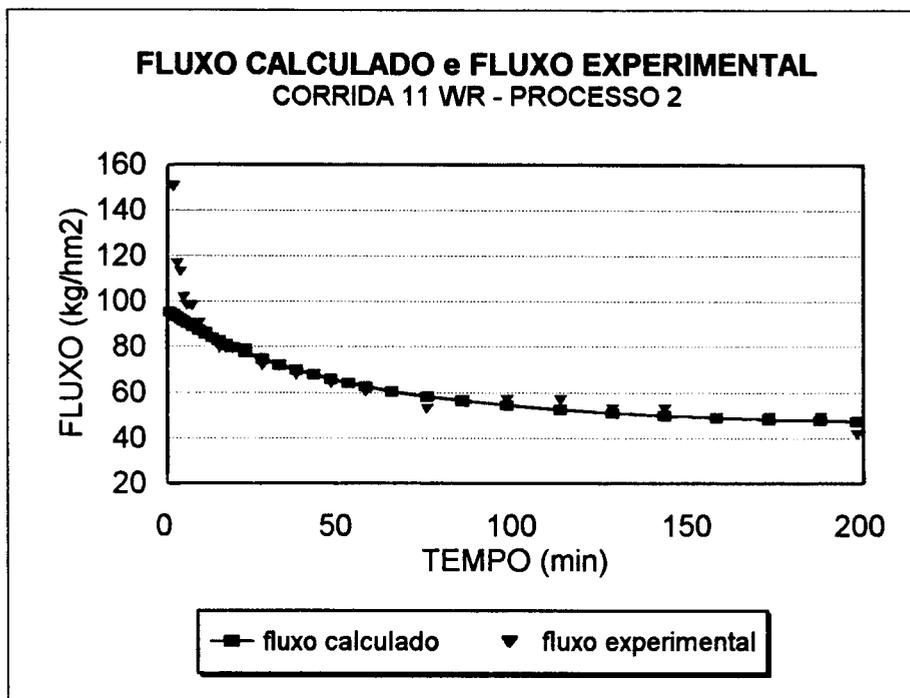


FIGURA III.10 - Fluxo de permeado experimental e calculado pelo modelo de WU et alli (1991), de FC2 até FC6, processo2. Membrana cerâmica, 0,01  $\mu\text{m}$ .

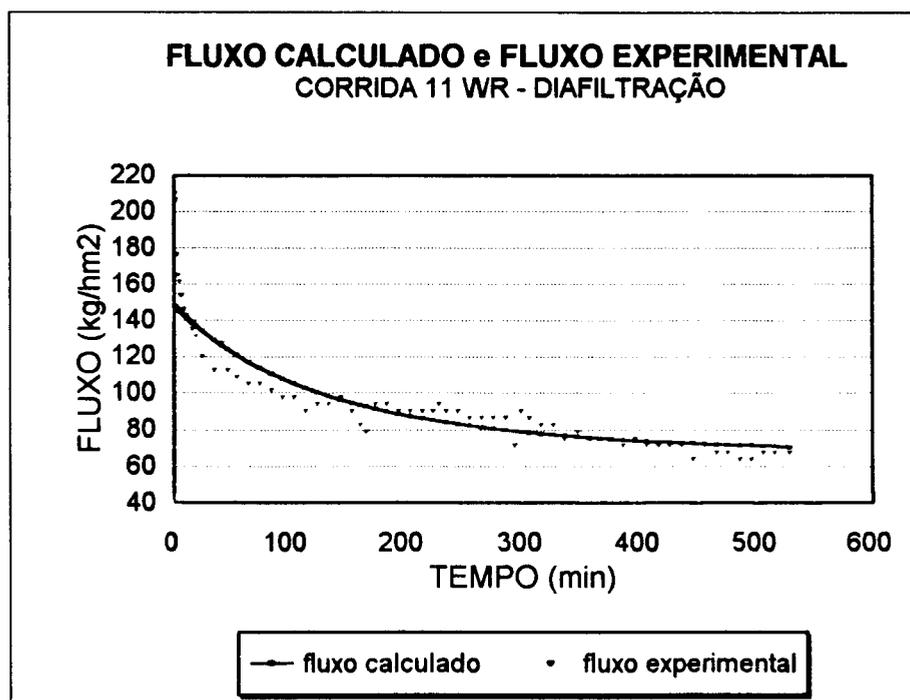


FIGURA III.11 - Fluxo de permeado experimental e calculado pelo modelo de WU et alli (1991) para o processo de Diafiltração. Membrana cerâmica, 0,01  $\mu\text{m}$ .

No processo 1 houve uma estabilidade de fluxo no patamar de 25 kg/hm<sup>2</sup> enquanto que no processo 2 a estabilização ocorreu a 50 kg/hm<sup>2</sup>. Para o processo 2 verifica-se uma maior concordância, entre os valores experimentais e calculados, para a etapa de queda de fluxo quase constante em relação ao processo 1.

A matéria prima do processo 1 apresentou maior capacidade de entupimento que a solução já ultrafiltrada a FC 2 que foi utilizada para iniciar o processo 2. Isto explica o fluxo mais elevado para o processo 2, quando comparado ao processo 1. Ao término do processo 1 certos elementos entupidores foram parcialmente retidos no concentrado e naturalmente estão presentes na camada gel-polarizada formada na superfície da membrana e parte deles está retida na própria membrana, provavelmente nos seus poros e na própria camada gel-polarizada, que foram eliminados durante o processo de limpeza da membrana.

Para o processo de diafiltração o fluxo foi maior ainda devido à combinação de dois fatores: continuidade na retirada dos elementos entupidores no processo 2 e o efeito esperado da diafiltração no sentido de exercer a “lavagem” dos componentes de menor peso molecular. Apesar dessa etapa ainda possuir limites na retirada dos elementos menores, verificou-se um aumento expressivo no fluxo de permeado atingindo cerca de 70 kg/hm<sup>2</sup>.

A TABELA III.5 apresenta os valores calculados dos coeficientes  $K_p$  e  $K_r$  e  $J_i$  - Fluxo de permeado ao final de cada etapa do processo para a corrida 11 WR.

TABELA III.5 - Valores dos coeficientes  $K_p$  e  $K_r$  e  $J_i$ , Fluxo de permeado ao final do processo, para as etapas de ultrafiltração das proteínas do soro, corrida 11 WR.

<b>ETAPA</b>	<b><math>K_p</math></b>	<b><math>K_r</math></b>	<b><math>J_i</math> (kg/hm<sup>2</sup>)</b>
<b>PROCESSO 1, até FC2</b>	0,005846	0,003702	18,75
<b>PROCESSO 2, de FC 2 até FC6</b>	0,01098	0,01463	45,00
<b>Diafiltração</b>	0,004313	0,005492	67,50

### III.4. CONCLUSÕES

A produção de CPSDs, a partir do leite cru desnatado e utilizando o fracionamento das proteínas do leite através do processo em cascata com a aplicação de membranas cerâmicas mostrou-se factível do ponto de vista técnico.

O processo de diafiltração usando água deionizada para a obtenção de diversos pós de CPSD apresentou bom resultado para a purificação da proteína do soro, aumentando o teor de proteína na medida em que aumentou o número de ciclos de diafiltração. O valor de proteína total esteve entre 55,67 % e 80,07 %, enquanto que os teores de proteínas do soro estiveram entre 41,9 e 72,17 %, utilizando FC 6 ou FC 7 e CDs entre 5 e 12. O CPSD6 apresentou um aumento de teor de proteínas de soro (em base seca) de cerca de 24 vezes, aplicando FC 6 e CD 12.

A membrana cerâmica com diâmetro de poro de 0,01  $\mu\text{m}$ , apresentou fluxo de permeado durante o processo de concentração entre 25 e 50  $\text{kg}/\text{hm}^2$  durante a etapa de queda de fluxo quase constante. Para a etapa de diafiltração os valores de fluxo de permeado atingiram 70  $\text{kg}/\text{hm}^2$ , na mesma condição de comparação.

O uso de membranas, em processo cascata, com diâmetros de poro de 0,8, 0,05 e 0,01 ou 0,02  $\mu\text{m}$  se revelaram eficientes para a produção de uma solução de proteínas do soro com reduzido teor de gordura, condição indispensável para a obtenção de CPSDs com boas propriedades funcionais como capacidade de aeração e estabilidade da espuma.

Considerando que o modelo de WU et alli (1991) foi desenvolvido para uma solução de proteína com uma única espécie, verifica-se um bom ajuste para o processo de concentração e diafiltração das proteínas do soro obtidas pelo processo em cascata, nos trechos de queda de fluxo aproximadamente constante.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ASSOCIATION OF OFFICIAL ANALYTICAL CHEMISTS. Official Methods of Analysis. 15<sup>o</sup> ed., Arlington, VA., 1995.
2. CHERYAN, M. Ultrafiltration Handbook. Lancaster: Technomic, 1986.
3. COTON, S. G. Ultrafiltration - Fractionation Applications. Journal of the Society of Dairy Technology, Wembley, v. 27, n. 3, p.121-7, julho, 1974.
4. HARPER, W.J. Functional Properties of Whey Protein Concentrates and Their Relationship to Ultrafiltration. In: INTERNATIONAL DAIRY FEDERATION, 1992. New Applications of Membrane Processes, Special Issue 9201. p. 77-108.
5. HOBMAN, P, G. Ultrafiltration and Manufacture of Whey Protein Concentrate. In: ZADOW, J. G., ed. Whey and Lactose Processing. London and New York: Elsevier Applied Science, 1992. cap. 6, p. 195-230.
6. JOHNS, J. E. M.; ENNIS, B. M. The Effect of the Replacement of Calcium with Sodium Ions in Acid Whey on the Functional Properties of Whey Protein Concentrates. New Zealand Journal of Dairy Science and Technology, Palmerston North, v.16, n. 1, p. 79-86, 1981.
7. KIM, S. H., MORR, C. V., SEO, A. e SURAK, J. G. Effect of Whey Pretreatment on Composition and Functional Properties of Whey Protein Concentrate. Journal of Food Science, Chicago, v. 54, n. 1, p. 25 - 9, 1989.
8. KINSELLA, J.E. Milk Proteins: Physicochemical and Functional Properties. CRC Critical Reviews in Food Science and Nutrition, v. 21, n. 3, p. 197-262, abril, 1976.

9. LIAO, S. Y. e MANGINO, M. E. Characterization of the Composition, Physicochemical and Functional Properties of Acid Whey Protein Concentrates. Journal of Food Science, Chicago, v. 52, n. 4, p. 1033-7, 1987.
10. MAUBOIS, J. L.; OLLIVIER, G. Milk Protein Fractionation. In: INTERNATIONAL DAIRY FEDERATION. New Applications of Membrane Processes. Brussels:IDF, 1992. Special Issue 9201, p. 15-22, 1992.
11. MEHRA, R. K.; DONNELLY, W. J. Fractionation of Whey Protein Components Through a Large Pore Size, Hydrophilic, Cellulosic Membrane. Journal of Dairy Research, London, v. 60, n. 1, p. 89-97, 1993.
12. MULVIHILL, D. M. Production, Functional Properties and Utilization of Milk Proteins Products. In: FOX, P.F., ed. Proteins. London & New York: Applied Science Publishers, 1992. p. 369-404. (Advanced Dairy Chemistry -1)
13. PEARCE, R. J. Whey Processing. In: ZADOW, J. G., ed. Whey and Lactose Processing. London & New York: Elsevier Applied Science, 1992. Cap. 2, p. 73-89.
14. PEARCE, R. J.; MARSHALL, S. C.; DUNKERLEY, J. A. Reduction of Lipids in Whey Protein Concentrates by Microfiltration - Effect on Functional Properties. In: INTERNATIONAL DAIRY FEDERATION. New Applications of Membrane Processes. Brussels: IDF Special Issue 9201, 1992. p. 118-29.
15. RENNER, E., e EL-SALAM ABD, M. H. Application of Ultrafiltration in the Dairy Industry. London and New York: Elsevier Applied Science, 1991.
16. SCHMIDT, R. H.; PACKARD, V. S.; MORRIS, H. A. Effect of Processing on Whey Protein Functionality. Journal of Dairy Science, Champaign, v. 67, n. 11, p. 2723-33, 1984.

17. WU, D.; HOWELL, J. A.; TURNER, N. M. A New Method for Modelling the Time-Dependence of Permeation Flux in Ultrafiltration. Food and Bioproducts Processing , v.69, Part C2, p. 77-82, 1991.

## ***CAPÍTULO IV***

# **PROPRIEDADES FUNCIONAIS DOS PRODUTOS RICOS EM PROTEÍNAS DO SORO.**

### **RESUMO**

Concentrados Protéicos de Soro Diafiltrados (CPSDs) foram obtidos por concentração e diafiltração, a partir de leite cru desnatado, usando membranas cerâmicas no processo em cascata para a separação da gordura (0,8  $\mu\text{m}$ ) e posterior separação entre as proteínas do soro e a caseína (0,05  $\mu\text{m}$ ). Para a concentração e diafiltração foram usadas duas membranas com porosidade de 0,01 e 0,02  $\mu\text{m}$ . Estes produtos foram processados a diferentes valores de fator de concentração (FC) e diferentes números de ciclos de diafiltração (CD), sendo todos eles secos através de um secador atomizador.

Algumas propriedades funcionais dos CPSDs (CPSD3, CPSD4, CPSD5 e CPSD6) foram determinadas e comparadas com várias amostras comerciais de Isolado Protéico de Soro (IPS) e Concentrados Protéicos de Soro (CPSs). Foram avaliadas a solubilidade, a capacidade de aeração e a estabilidade da espuma.

A solubilidade dos produtos obtidos através deste novo método esteve na mesma faixa das amostras comerciais analisadas, apresentando valores dependentes do pH. Os valores da capacidade de aeração e da estabilidade da espuma foram, em geral, mais elevados para os CPSDs comparativamente às amostras comerciais.

## IV.1. INTRODUÇÃO

O processamento das proteínas do soro com membranas tem sido uma proposta alternativa atrativa para os processadores deste produto devido à capacidade de concentração (osmose reversa) e/ou fracionamento (ultrafiltração) dos componentes do soro a baixo custo operacional (MEHRA et al., 1993).

As propriedades funcionais dos componentes dos alimentos são aquelas propriedades físico-químicas que coletivamente ou não afetam o desempenho e o comportamento dos componentes durante o manuseio, processamento, estocagem, preparação e consumo. Elas são críticas na determinação das aplicações e usos dos componentes do leite ou na mistura de ingredientes na formulação de alimentos (KINSELLA, 1987).

A relação básica entre as propriedades físico-química e as propriedades funcionais das proteínas do soro é influenciada pela composição e pelos fatores de processamento que ainda são relativamente pouco entendidos. Existe uma certa concordância de que a baixa funcionalidade do CPS nas aplicações para a indústria de alimentos é em grande parte responsável por sua limitada utilização (MORR, 1985). As combinações destes parâmetros são ainda muito complexas para uma explicação teórica (De WIT, 1982).

Um exemplo do problema da variabilidade é ilustrado pelas variações sazonais dos padrões do leite e do processo de produção de queijos. Isto tem levado a resultados com alto grau de variabilidade na quantidade de soro disponível para obtenção do CPS. Além disso, a significativa variação de batelada para batelada nas propriedades funcionais do CPS é a principal razão para a pouca aceitação e uso deste produto na indústria de alimentos (REGESTER et al. 1991).

A variabilidade observada entre os concentrados protéicos de soro com respeito a funcionalidade pode ser devido às diferenças observadas em seus componentes protéicos e não protéicos, como por exemplo, a gordura, lactose e minerais (MORR, 1992).

Além da complexidade envolvida na obtenção e produção do CPS existe ainda um fator importante que é relativo ao modelo de produto no qual o CPS será aplicado. Segundo HARPER (1984), os pesquisadores da área de alimentos tem reconhecido que os testes padrões das propriedades funcionais não podem ser usados para prever o comportamento de um ingrediente protéico num alimento formulado. Então, um sistema modelo, pode descrever o desempenho do conjunto do sistema até que haja um melhor entendimento da relação entre a estrutura da proteína e a sua funcionalidade no alimento. Assim, diferentes sistemas tem sido estudados, como por exemplo: pães, alimento infantil, café, molhos de salada e coberturas.

O CPS tem um certo número de vantagens sobre outros concentrados protéicos como ingrediente nas formulações alimentícias porém a sua aplicação ainda é restrita devido à presença de 1 a 3% de gordura do leite (McDONOUGH et al., 1968; MANGINO et al. 1984).

LIAO et al. (1987) estudaram 10 diferentes concentrados protéicos de soro ácido produzidos sob condições semelhantes com o objetivo de determinar os fatores mais importantes de funcionalidade do CPS, através de comparações entre as variações na composição e nas propriedades físicas com variações na capacidade de aeração e nas propriedades emulsificantes, e encontrou que tanto as cinzas como a gordura residual apresentaram correlações negativas com todas as variáveis físico-químicas (hidrofobicidade, heptano, ligação livre dissulfídica S-H, solubilidade). Os resultados indicaram que um CPS mais uniforme pode ser produzido através da redução do teor de cinzas e de gordura residual. Pode-se alcançar um aumento na utilização do CPS se os fabricantes desse produto estiverem buscando as prováveis tendências nas propriedades do CPS durante o decorrer da sua manufatura (REGESTER et al., 1992). Para diminuir a variabilidade na funcionalidade do CPS, será importante identificar estas etapas durante o processamento nas quais há um maior efeito na hidrofobicidade da proteína, solubilidade e conteúdo de ligação dissulfídica (LIAO et al., 1987).

Devido às dificuldades no processo de isolamento das proteínas do soro e sua alta variação na composição química final, este trabalho apresenta os resultados relativos às propriedades funcionais dos produtos obtidos por um novo método, que é o processo em cascata. Essa alternativa abre perspectivas para resolver o problema da variação da qualidade e conseqüentemente para aumentar a aplicação do CPS na indústria de alimentos.

## **IV.2. MATERIAL E MÉTODOS**

### **IV.2.1. MATÉRIA -PRIMA**

#### **IV.2.1.1. Produção de Concentrado Protéico de Soro Diafiltrado (CPSD)**

Os concentrados protéicos de soro diafiltrados (CPSDs) foram obtidos conforme descrito no Capítulo III, item III.2.1.

#### **IV.2.1.2. Amostra Comercial**

As amostras comerciais usadas para efeito de comparação com os produtos obtidos pelo processamento em cascata foram: WPI como Isolado Protéico de Soro (IPS) e DAVCO, WPC866 e WPC865 como produtos do grupo do CPS. Todas elas fornecidas pela empresa Davisco.

### **IV.2.2. ANÁLISES QUÍMICAS**

A composição das amostras comerciais e dos CPSDs em pó foram analisadas, em duplicata, para sólidos totais, gordura, nitrogênio total e nitrogênio não protéico, segundo AOAC (1995). Todas as determinações de nitrogênio foram feitas por macro Kjeldahl.

**IV.2.2.1. Sólidos totais, Método Oficial , AOAC 925.23.**

**IV.2.2.2. Cinzas, Método Oficial , AOAC 945.46.**

**IV.2.2.3. Extração de gordura, Método Oficial AOAC 989.05.**

**IV.2.2.3. Determinação do nitrogênio total, Método Oficial , AOAC 991.20.**

**IV.2.2.4. Determinação do nitrogênio não protéico, Método Oficial , AOAC 991.21.**

**IV.2.2.5. Teor de proteína total**, igual ao nitrogênio total x 6,38.

**IV.2.2.6. Teor de proteína**, igual ao (nitrogênio total - nitrogênio não protéico) x 6,38. Método Oficial AOAC 991.23.

### **IV.2.3. MÉTODOS PARA AS PROPRIEDADES FUNCIONAIS**

**IV.2.3.1. Solubilidade**, (MORR et al. 1985).

**IV.2.3.2. Capacidade de aeração**, (PHILLIPS et al. 1987).

**IV.2.3.3. Estabilidade da espuma**, (PHILLIPS et al. 1987).

## IV.3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### IV.3.1. COMPOSIÇÃO QUÍMICA

A TABELA IV.1 apresenta as variáveis e os procedimentos adotados na produção dos CPSDs, tais como: diâmetro de poro da membrana, FC e o número de CD. Utilizou-se o FC de 6 ou 7, devido ao fato de que não há um aumento expressivo da concentração de proteínas para FC mais elevados. Apesar de Fcs mais elevados levam a uma diminuição no volume do retentado, isto tras como desvantagem um maior tempo para o processo de concentração e como vantagem uma redução do volume de material a ser diafiltrado.

TABELA IV.1 - Parâmetros operacionais para a produção dos CPSDs.

<b>Corrida (s)</b>	<b>Produto</b>	<b>FC</b>	<b>CD</b>	<b>Diâmetro do Poro (<math>\mu\text{m}</math>)</b>
<b>11 WR / 11 WR-D</b>	CPSD3	6	8	0,01
<b>12 WR / 12 WR-D</b>	CPSD4	7	5	0,01
<b>14 WR</b>	CPSD5	7	10	0,01
<b>18 WR, 19 WR e 20 WR</b>	CPSD6	6	12	0,02

A análise da composição química dos produtos ricos em proteínas de soro obtidos pelo processo em cascata estão mostradas, nas TABELAS IV.2.

Os produtos comerciais ricos em proteínas do soro são considerados CPS, quando apresentam teor de proteína total na faixa entre 35 e 80%, podendo chegar a 85%, (HOBMAN, 1992), enquanto que MORR (1982) indica uma faixa entre 50 e 70%, podendo chegar através do processo de troca iônica a atingir mais de 90% de proteína total. Neste trabalho, foram utilizados 4 produtos comerciais, sendo 3 deles CPSs um deles Isolado Protéico de Soro (IPS), cujas composições são apresentadas na TABELA IV.3.

TABELA IV.2 - Composição química, em base seca, dos diversos CPSDs obtidos pelo processo em cascata.

<b>COMPONENTES (%)</b>	<b>CPSD3</b>	<b>CPSD4</b>	<b>CPSD5</b>	<b>CPSD6</b>
<b>Proteína total</b>	55.67	52.12	66.15	80.07
<b>Nitrogênio não protéico</b>	6.88	10.23	11.70	7.91
<b>Proteína do soro</b>	48.79	41.9	54.45	72.17
<b>Umidade</b>	10.36	6.11	9.97	8.08
<b>Cinzas</b>	5.01	4.89	4.45	3.33
<b>Gordura</b>	1.06	0.14	0.16	0.813
<b>Lactose - por diferença</b>	27.91	36.74	19.72	7.711

Tabela IV.3 - Composição química, em base seca, das amostras comerciais de CPS (WPC866, WPC865 e DAVCO) e do Isolado Protéico de Soro (WPI).

<b>COMPONENTES (%)</b>	<b>WPI</b>	<b>WPC866</b>	<b>WPC865</b>	<b>DAVCO</b>
<b>Proteína Total</b>	94,23	41,52	51,71	34,24
<b>Nitrogênio Não Protéico</b>	6,32	6,25	4,56	4,56
<b>Proteína do Soro</b>	87,91	35,27	47,15	29,68
<b>Umidade</b>	3,11	3,85	4,12	3,60
<b>Cinzas</b>	1,49	9,45	6,98	6,99
<b>Gordura</b>	0,88	5,25	1,52	3,86
<b>Lactose - por diferença</b>	0,29	39,93	35,67	51,31

#### IV.3.2. SOLUBILIDADE

O comportamento da solubilidade dos diversos produtos obtidos e dos produtos comerciais usados para comparação é apresentado na FIGURA IV.1. Verifica-se que este parâmetro atingiu valores elevados, acima de 80%, para todos os produtos, no pH compreendido entre 3 e 7.

MORR (1985) apresenta valores de solubilidade entre 88,9 e 100% a pH 7, para CPS produzidos a partir de diferentes matérias primas, provenientes do soro da fabricação de vários queijos e sob o efeito de pasteurização. MORR et al. (1990) encontraram, também, valores de solubilidade entre 82,3 e 96,9% para 8 amostras comerciais de WPC a pH 7. Neste pH, verifica-se que todas amostras estudadas neste trabalho apresentaram solubilidade acima de 94%, enquanto que os menores valores de solubilidades, ocorreram para valores de pH entre 4 e 5. O valor do ponto Isoelétrico para a  $\alpha$ -lactoalbumina é de 4,2 - 4,5 e para a  $\beta$ -lactoglobulina é de 5,3. Aproximadamente na faixa entre 4,2 e 5,3 é que devem ocorrer as menores solubilidades, conforme foi verificado para os produtos estudados.

Os procedimentos experimentais para a produção dos CPSDs foram todos feitos pelo processo em cascata, onde o tempo de processamento em cada uma das etapas foi elevado. Apesar da temperatura de processo utilizada ter sido de 55 °C, a intensa agitação mecânica devido ao bombeamento levaram, certamente, a algum nível de desnaturação protéica.

De todos os produtos obtidos o CPSD 5 é o que apresenta melhor solubilidade na faixa de pH entre 3 e 7, estando entre 94 e 98%, com tendência de aumento da solubilidade com o aumento do pH. Este produto apresenta grande semelhança com os outros dois produtos comerciais, o isolado protéico (WPI) ou o concentrado protéico (DAVCO). Essa alta solubilidade mostra o baixo grau de desnaturação que, provavelmente, os CPSDs sofreram durante o processamento. Este aspecto é de grande importância para obtenção de um produto com alta solubilidade numa faixa o mais ampla possível de pH, pois essa propriedade influi em todas as outras propriedades funcionais dos CPSDs.

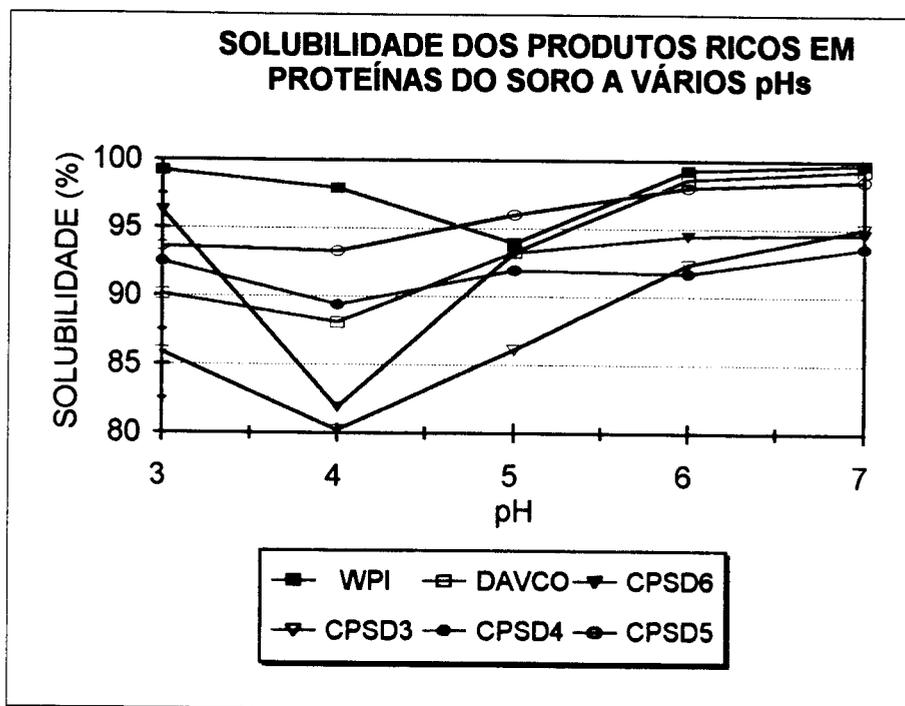


FIGURA IV.1 - Comportamento da solubilidade do IPS, CPS e CPSDs em função do pH para amostras comerciais e produtos obtidos pelo processo em cascata.

### IV.3.3. CAPACIDADE DE AERAÇÃO (“OVERRUN”)

Os valores da capacidade de aeração para os produtos comerciais situaram-se entre 300 e 1800 % aproximadamente, enquanto que os produtos obtidos por este novo processo estiveram entre 800 e 2000 %, conforme está ilustrado na Figura IV.2. Para os CPSDs verificou-se uma tendência geral de aumento na capacidade de aeração com o aumento do tempo de agitação, devido a uma maior possibilidade de incorporação de ar. Os valores elevados da capacidade de aeração dos CPSDs ocorreram devido aos baixos teores de gordura, em relação aos produtos comerciais, pois o uso de três membranas com diâmetros de poro de 0,8; 0,05 e 0,01 ou 0,02  $\mu\text{m}$  no processo em cascata ocasionou uma retenção da gordura em todas as etapas de fracionamento das proteínas do leite.

O CPSD6 apresentou para tempos de 5, 10 e 15 minutos de batimento valores inferiores na capacidade de aeração em relação aos CPSD4 e CPSD5, porém a 20 minutos de batimento este parâmetro foi o maior entre todos os produtos, atingindo 2020%. O CPSD3 foi o que apresentou menor valor de capacidade de aeração, e maior teor de gordura, quando comparado com os outros CPSDs, independentemente do tempo de agitação. O comportamento desse produto

assemelha-se ao produto comercial WPC865, que apresenta o melhor desempenho entre todos os produtos comerciais.

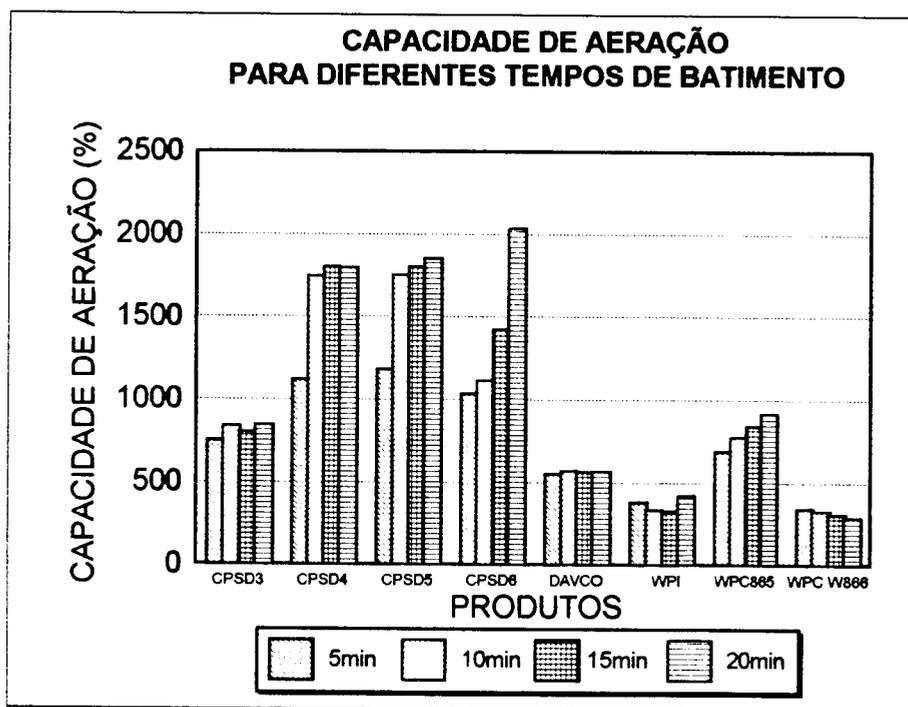


FIGURA IV 2 - Capacidade de aeração para os produtos obtidos pelo processo em cascata e os produtos comerciais, para diferentes tempo de batimento.

Os CPSD4 e CPSD5 são os que apresentaram menores teores de gordura com composição semelhantes, diferenciando no teor de proteínas do soro. Esses produtos apresentaram resultados muito próximos na capacidade de aeração com histórico de processo diferentes, sendo que em relação ao FC ambos atingiram o valor 7 e quanto aos CDs foram 5 para o CPSD4 e 10 para o CPSD5.

#### IV.3.4. ESTABILIDADE DA ESPUMA

A estrutura formada pela espuma apresentou uma tendência de maior estabilidade na medida em que ocorre um maior tempo de batimento para os seguintes concentrados protéicos: WPC865, CPSD4 e CPSD5, conforme está mostrado na FIGURA IV.3. A exceção ocorreu para o Isolado Protéico de Soro (WPI) e o CPSD6. Já os produtos comerciais WPC 866 e DAVCO

apresentaram estabilidade zero independentemente do tempo de agitação.

Os produtos WPC865 e CPSD6 apresentaram comportamento semelhante quanto à estabilidade da espuma, com tempo entre 23 e 30 minutos independente do tempo de agitação. Porém os produtos CPSD4 e CPSD5 apresentaram valores elevados de estabilidade da espuma, entre 35 e 52, exceção para o CPSD5 com estabilidade de 80 minutos quando o tempo de batimento foi de 20 minutos. É conhecido o fato de que a gordura atua como elemento redutor da estabilidade da espuma (MANGINO, 1984). Verificou-se que os produtos CPSD4 e CPSD5 apresentaram os mais baixos teores de gordura isto justifica, pelo menos em parte, o bom desempenho da estabilidade da espuma, para os produtos obtidos pelo processo em cascata.

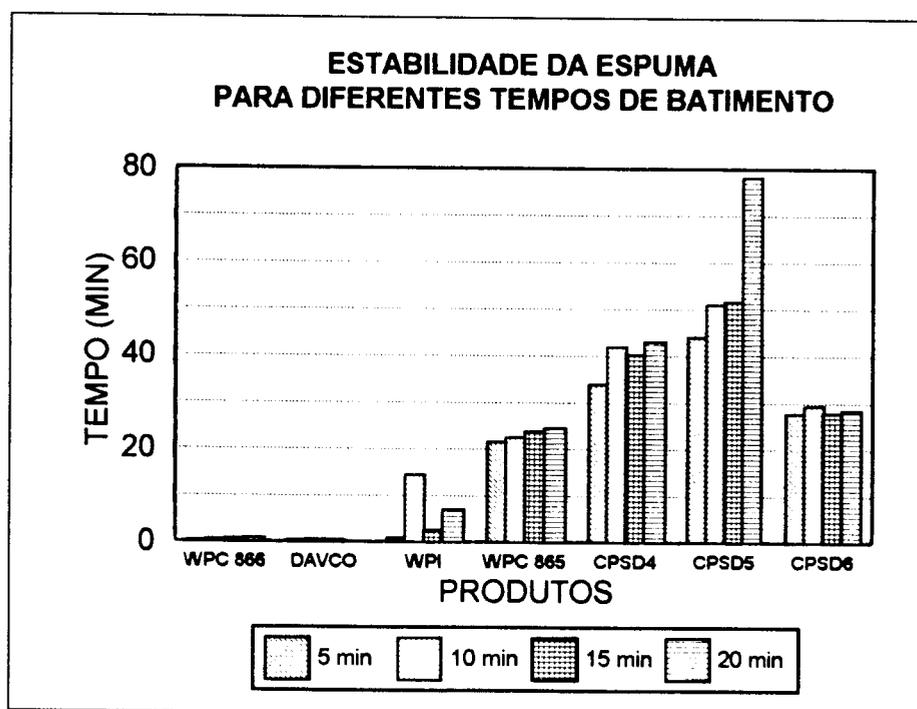


FIGURA IV.3 - Estabilidade da Espuma para os produtos obtidos pelo processo em cascata e os produtos comerciais, para diferentes tempos de batimento.

## **IV.4. CONCLUSÕES**

Os CPSDs obtidos através do processo em cascata apresentaram valores de capacidade de aeração e de estabilidade da espuma similares ou mais elevados em relação aos produtos comerciais usados para fins de comparação, revelando assim a boa qualidade dos produtos obtidos por este novo método de produção de CPSD. Quanto à solubilidade, os produtos obtidos também apresentaram valores numa faixa bastante elevada sendo comparáveis aos produtos comerciais.

Apesar do longo tempo de bombeamento durante o processamento em cascata a ausência de elevadas temperaturas (abaixo de 55 °C) e o reduzido teor de gordura nos produtos finais são dois aspectos importantes para encontrar os bons resultados encontrados nas propriedades funcionais destes CPSDs.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ASSOCIATION OF OFFICIAL ANALYTICAL CHEMISTS. Official Methods of Analysis. 15<sup>o</sup> ed., Arlington, VA., 1995.
2. DE WIT, J. N.; KLARENBECK, G. Effects of Various Heat Treatments on Structure and Solubility of Whey Proteins. Journal of Dairy Science, Champaign, v. 67, n. 11, p. 2701-10, 1984.
3. HARPER, W.J. Functional Properties of Whey Protein Concentrates and Their Relationship to Ultrafiltration. In: INTERNATIONAL DAIRY FEDERATION. New Applications of Membrane Processes. Brussels: IDF Special Issue 9201, 1992. p. 77-108.
4. HOBMAN, P. G. Ultrafiltration and Manufacture of Whey Protein Concentrates. In: ZADOW, J. G. Whey and Lactose Processing. 1<sup>a</sup> edição. Barking, Essex, England: Elsevier Science Publishers LTD, 1992. v. 1, 195-230.
5. KINSELLA, J.E. Milk Proteins: Physicochemical and Functional Properties. CRC Critical Reviews in Food Science and Nutrition, v. 21, n. 3, p. 197-262, abril, 1976.
6. LIAO, S. Y.; MANGINO, M. E. Characterization of the Composition, Physicochemical and Functional Properties of Acid Whey Protein Concentrates. Journal of Food Science, Chicago, v. 52, n.4, p. 1033-7, 1987.
7. MANGINO, M. E. Physicochemical Aspects of Whey Protein Functionality. Journal of Dairy Science, Champaign, v. 67, n. 11, p. 2711-22, 1984.
8. MANGINO, M. E.; LIAO, Y. Y.; HARPER, N. J.; MORR, C. V.; ZADOW, J.G. Effects of Heat Processing on the Functionality of Whey Protein Concentrates. Journal of Food Science,

Chicago, v. 52, n. 6, p. 1522-4, 1987.

9. McDONOUGH, F. E.; HARGROVE, R. E.; MATTINGLY, W. A.; POSSATI, L. P.; ALFORD, J. A.. Composition and Properties of Whey Protein Concentrates from Ultrafiltration. Journal of Dairy Science, Champaign, v. 57, n.12, p, 1438-43, 1968.
10. MEHRA, R. K.; DONNELLY, W. J. Fractionation of Whey Protein Components Through a Large Pore Size, Hydrophilic, Cellulosic Membrane. Journal of Dairy Research, London, v. 60, n. 1., p. 89-97, 1993.
11. MORR, C. V. Whey Proteins: Manufacture. In: FOX, P. F. Developments in Dairy Chemistry - 4: Functional Milk Proteins. 1ª edição. Barking, Essex, England: Elsevier Science Publishers LTD, 1989. V.4, 245-284. Developments Series.
12. MORR, C. V. Composition, Physicochemical and Functional Properties of Reference Whey Protein Concentrates; Journal of Food Science, Chicago, v. 50, n. 5, p. 1406-1411, 1985.
13. MORR, C. V. Improving the Texture and Functionality of Whey Protein Concentrate. Food Technology, Chicago, v. 46, n.1, p. 110-113, 1992.
14. MORR, C. V. ; FOEGEDING, E. A. Composition and Functionality of Commercial Whey and Milk Protein Concentrates and Isolates: A Status Report. Food Technology, Chicago, v.44, n.4, p. 100-112, Abril, 1990.
15. PEARCE, R. J. Fractionation of Whey Proteins. Bulletin of the International Dairy Federation, Brussels, n. 212, p. 150-3, 1985.

16. PHILLIPS, L.G.; HAQUE, Z.; KINSELLA, J. E. A Method for the Measurement of Foam Formation and Stability. *Journal of Food Science, Chicago*, v. 52, n. 4, p. 1074-7,1987.
  
17. SCHMIDT, R. H.; PACKARD, V. S.; MORRIS, H. A. Effect of Processing on Whey Protein Functionality. *Journal of Dairy Science*, Champaign, v. 67, n. 11, p. 2723-2733, 1984.

## CONCLUSÃO GERAL

O processo de fracionamento das proteínas, a partir do leite desnatado e não pasteurizado, utilizando membranas cerâmicas revelou-se factível do ponto de vista técnico, com vistas à obtenção de Caseína Concentrada Diafiltrada (CCD) e do Concentrado Proteico de Soro Diafiltrado (CPSD), quando utilizadas as membranas 0,8  $\mu\text{m}$  para separação da gordura, 0,05  $\mu\text{m}$  para concentração e diafiltração da fração rica em caseína e 0,01 ou 0,02  $\mu\text{m}$  para concentração e diafiltração da fração rica em proteínas do soro.

A obtenção de diversos CCDs e CPSDs foi feita a partir de valores de Fator de Concentração (FC) entre 4 e 7 e do número de ciclos de diafiltração (CD) entre 4 e 12. Verificou-se que o efeito desses dois parâmetros na composição química dos concentrados é no sentido do aumento da pureza das frações de proteínas nos dois tipos de produtos. A utilização de 12 ciclos de diafiltração, levou à obtenção do CCD com 86,46 % de proteína total, sendo 72,91% de caseína e no caso do CPSD com 80,07% de proteína total, com teor de 72,17 % em proteínas do soro.

No processo de obtenção da CCD utilizou-se o permeado da concentração do soro (solução) como elemento diafiltrante. A sua eficácia para a retirada dos elementos de baixo peso molecular foi reduzido, mantendo praticamente inalterada a composição da fração rica em caseína durante os 3 ciclos de diafiltração em que foi utilizada. Esta solução apresentou ligeira afinidade para a redução das proteínas do soro. O uso de água deionizada revelou-se efetiva na redução dos componentes de baixo peso molecular, aumentando a pureza dos concentrados proteicos, sejam eles ricos em caseína ou proteínas do soro.

Verificou-se na produção de CCD que, a partir da sexta diafiltração com água deionizada o efeito do número de ciclos de diafiltração na purificação do produto, praticamente, não alterou a composição química do concentrado.

No caso da purificação das proteínas do soro verificou-se que após 12 ciclos de diafiltração pode ser possível, ainda, aumentar o grau de pureza em termos de proteínas do soro.

As propriedades funcionais dos CCDs, em relação à solubilidade e capacidade de aeração apresentaram valores semelhantes ao produto comercial, no caso caseinato, utilizado para comparação. No pH abaixo de 4 os CCDs apresentaram, no geral, maior solubilidade, enquanto que a pH maior que 5 a tendência foi de menor solubilidade em relação ao caseinato. Quanto à estabilidade da espuma os produtos obtidos pelo processo em cascata apresentaram, em geral, o dobro de tempo de estabilidade, independentemente do tempo de batimento.

As propriedades funcionais apresentadas pelos CPSDs foram semelhantes aos produtos comerciais utilizados em relação à solubilidade. Nesta propriedade em particular os CPSDs apresentaram valores acima de 80% para valores de pH entre 3 e 7. Em relação à capacidade de aeração e estabilidade da espuma os produtos obtidos pelo processo em cascata foram nitidamente superiores em relação aos produtos comerciais usados para comparação. Estes bons resultados podem ser justificados, pelo menos em parte, pelo baixo teor de gordura e componentes de baixo peso molecular, como a lactose, sais minerais e compostos à base de nitrogênio não protéico.

O comportamento típico de queda de fluxo nos processos de membrana foi analisado pelo modelo de WU et alli (1991). O modelo foi desenvolvido para descrever o fluxo de uma solução com uma única proteína sendo que, a sua aplicação para soluções reais como a fração rica em caseína e a solução de proteínas de soro, apresentou boa concordância para o trecho de queda de fluxo aproximadamente constante.

# **ANEXOS**

## **ANEXO A - DESCRIÇÃO DETALHADA DOS COMPONENTES DO SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO PARA OPERAÇÃO A BAIXA PRESSÃO (40 psi).**

TQ - Tanque de alimentação, capacidade de 260 litros

BB - Bomba centrífuga Reliance, aço inoxidável, construção sanitária Reliance 7,5 HP

BL - Balança semi-analítica, capacidade 30 Kg.

TC - Trocador de calor tipo a placas, aço inoxidável, construção sanitária, marca APV

MM- Membrana

FI - Filtro

FL - Rotâmetro Omega Engineering cap. 25 GPM

P1 - Manômetro na entrada da membrana 0-60 psi

P2 - Manômetro na saída da membrana 0-60 psi

V1- Válvula Macho3 vias

V2 - Válvula tipo disco

V3 - Válvula eliminadora de ar

V4 - Válvula Macho3 vias

V5 - Válvula Macho 2 vias

V6 - Válvula tipo Y

V7 - Válvula Borboleta

V8 - Válvula tipo disco

## **ANEXO B - DESCRIÇÃO DO PROCEDIMENTO ADOTADO PARA A REALIZAÇÃO DE UMA CORRIDA COMPLETA NO SISTEMA DE BAIXA PRESSÃO.**

1- Carregar parcialmente o tanque com água deionizada (AD) à temperatura ambiente, abrindo as válvulas V1 para a bomba, V2, V3, V4 e o dreno de ar V6, fechar a válvula V5.

2- Dar partida no motor elétrico ligando-o e desligando-o por 2 ou 3 vezes para retirar parcialmente o ar do sistema.

3- Fazer a determinação do fluxo de água da membrana com água a temperatura de 25°C, para diferentes condições de pressão e velocidade tangencial, ajustando as válvulas V2 e V3. Caso estes valores estejam abaixo do valor normal da membrana, iniciar novo processo de limpeza.

4- Abrir V5 para retirar o ar do trecho da tubulação. Após certo tempo fechar o dreno de ar V6.

5- Ajustar as condições de pressão e velocidade para valores próximos aos previamente fixados para cada corrida.

6- Adicionar AD quente gradualmente até atingir a temperatura de operação do sistema (50°C) e ajustar os parâmetros operacionais, usando o trocador de calor para manutenção da temperatura do sistema.

7- Manter o sistema operando nestas condições por uma hora.

8- Medir o fluxo de água na temperatura de 50 °C, nas mesmas condições operacionais da corrida.

9- Ao mesmo tempo fazer o aquecimento do produto colocando os latões dos mesmos dentro de um

banho com água. Fazer a injeção de vapor vivo para aquecer o produto, tomando cuidado para não superaquecê-lo.

10- Atingida a temperatura de 52 °C para o produto, desliga-se a bomba e faz-se a drenagem do sistema abrindo V1, V5 e V6. Fecha-se a água do trocador de calor.

11- Pesar e registrar a quantidade de materia prima a ser processada.

12- Fechar V1 e carregar o tanque com o produto, misturar o produto muito bem e tirar uma amostra da alimentação.

13- Colocar a balança para a coleta do permeado.

14- Repetir o item 3, sendo que imediatamente após a partida definitiva corrigir rapidamente as posições das válvulas V2 e V3 para fixar os valores das pressões de entrada e saída e velocidade ao mesmo tempo. Quando cair a primeira porção de permeado no balde de coleta, colocado na balança, acionar o cronômetro imediatamente.

15- Registrar o tempo, massa de permeado coletado e as condições operacionais, fazendo os devidos ajustes necessários para manter sob condições constantes a pressão transmembrana, a velocidade e a temperatura.

16- A partir da massa inicial de produto calcular os valores de massa de permeado para os valores do fator de concentração (FC) previamente definidos.

17- Para cada fator de concentração foi feita a coleta de amostras do retentado e do permeado. Para o último foi feita uma coleta de modo a se obter uma composição média para aquele determinado fator de concentração. As amostras foram imersas em banho de gelo, posteriormente conservadas em freezer.

18- Ao final da corrida é coletado todo o material contido no tanque e na tubulação e conservados no refrigerador a 4°C ou levado ao freezer a -18°C.

19- Lavar o interior do tanque com detergente básico esfregando firmemente toda a parede do mesmo, enxaguar continuamente com AD fria e deixar drenando continuamente desta forma o interior do tanque que receberá as soluções de limpeza e a água de enxague estará limpo..

20- Usando cerca de 100 litros de AD quente (50°C) o sistema é enxaguado continuamente, descartando todo este efluente, para arrastar o material depositado sobre a membrana e pelas paredes da tubulação.

21- Com nova AD (50°C) foi tomado o fluxo de água ainda sem fazer a limpeza, nas mesmas condições operacionais da corrida.

22- A partir desta ultima etapa foi iniciado o processo de limpeza da membrana. Ver o procedimento de limpeza no anexo E.

## **ANEXO C - DESCRIÇÃO DETALHADA DOS COMPONENTES DO SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO PARA OPERAÇÃO A ALTA PRESSÃO (80 psi).**

B1 - Bomba 1 Reliance Motor 3/4 HP 3450 rpm 230/460 V Aço inoxidável, sanitária, modelo 4V-80 Crepaco A3 serial number 02-03

B2 - Bomba 2 Reliance Motor 7,5 HP 1755 rpm 230/460 V Bomba Cat 3 pistões Minneapolis MINN triplex modelo 15210

B3 - Bomba 3 Reliance Motor 5 HP 3485 rpm 230/460 V Crepaco A3 serial number 728-9900 modelo LH1MMRBS

BL - Balança semi-analítica, capacidade 30 Kg.

TC1 - Trocador de calor tipo a placas, aço inoxidável, construção sanitária, marca APV  
TC2 - Trocador de calor tipo tubo concentrico, aço inoxidável, construção sanitária  
MM- Membrana  
FL - Rotâmetro Omega Engineering cap. 25 GPM  
P1 - Manômetro na entrada da membrana 0-60 psi  
P2 - Manômetro na saída da membrana 0-60 psi  
V1- Válvula tipo Y  
V2 - Válvula tipo borboleta  
V3 - Válvula tipo Y  
V4 - Válvula borboleta  
V5 - Válvula borboleta  
V6 - Válvula tipo disco  
V7 - Válvula Borboleta  
V8 - Válvula borboleta

## **ANEXO D - DESCRIÇÃO DETALHADA DOS COMPONENTES DO SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO PARA OPERAÇÃO A ALTA PRESSÃO (40 psi).**

- 1- Carregar parcialmente o tanque com água deionizada (AD) à temperatura ambiente, abrindo as válvulas V8, V3, V4, V6, V7 e fechando as válvulas V2 e V5.
- 2- Dar partida no motor elétrico da bomba 1 e aguardar alguns segundos.
- 3- Dar partida no motor elétrico da bomba 2 e aguardar o rotâmetro indicar um fluxo mínimo de 4 GPM.
- 4- Dar partida no motor elétrico da bomba 3
- 5- Fazer a determinação do fluxo de água da membrana com água a temperatura de 25°C, para diferentes condições de pressão e velocidade tangencial, ajustando as válvulas V1, V3, V4 e V6 e V5. Caso estes valores estejam abaixo do valor normal da membrana, iniciar novo processo de limpeza.
- 6- Ajustar as condições de pressão e velocidade para valores próximos aos previamente fixados para cada corrida, usando as válvulas V1, V3, V4 e V6 e V5.
- 7- Adicionar AD quente gradualmente até atingir a temperatura de operação do sistema (50°C), usando o trocador de calor para manutenção da temperatura do sistema e ajustando os parâmetros operacionais através das válvulas, quando necessário.
- 8- Manter o sistema operando nestas condições por uma hora.
- 9- Medir o fluxo de água na temperatura de 50 C, nas mesmas condições operacionais da corrida.
- 10- Ao mesmo tempo fazer o aquecimento do produto colocando os latões dos mesmos dentro de um banho com água. Fazer a injeção de vapor vivo para aquecer o produto, tomando cuidado para não superaquece-lo.
- 11- Atingida a temperatura de 52 °C para o produto, desligam-se as bombas, respectivamente na seguinte ordem, bomba 3, bomba 2 e bomba 1 e faz-se a drenagem do sistema abrindo V2. Fecha-se a água do trocador de calor.
- 12- Pesar e registrar a quantidade de materia prima a ser processada.
- 13- Fechar V2 e carregar o tanque com o produto, misturar o produto muito bem e tirar uma amostra da alimentação.
- 14- Colocar a balança para a coleta do permeado.

15- Repetir os itens 2, 3 e 4. Imediatamente após a partida definitiva corrigir rapidamente as posições das válvulas V1, V3, V4, V5 e V6 para fixar os valores das pressões de entrada e saída e velocidade ao mesmo tempo. Quando cair a primeira porção de permeado no balde de coleta, colocado na balança, acionar o cronômetro imediatamente.

16- Registrar o tempo, massa de permeado coletado e as condições operacionais, fazendo os devidos ajustes necessários para manter sob condições constantes a pressão transmembrana, a velocidade e a temperatura.

17- A partir da massa inicial de produto calcular os valores de massa de permeado para os valores do fator de concentração (CF) previamente definidos.

18- Para cada fator de concentração foi feita a coleta de amostras do retentado e do permeado. Para o último foi feita uma coleta de modo a se obter uma composição média para aquele determinado fator de concentração. As amostras foram imersas em banho de gelo, posteriormente conservadas em freezer.

19- Ao final da corrida é coletado todo o material contido no tanque e na tubulação e conservados no refrigerador a 4°C ou levado ao freezer a -18°C.

20- Lavar o interior do tanque com detergente básico esfregando firmemente toda a parede do mesmo, enxaguar continuamente com AD fria e deixar drenando continuamente, desta forma o interior do tanque que receberá as soluções de limpeza e a água de enxague estará limpo.

21- Usando cerca de 100 litros de AD quente (50°C) o sistema é enxaguado continuamente, descartando todo este efluente, para arrastar o material depositado sobre a membrana e pelas paredes da tubulação.

22- Com nova AD (50°C) foi tomado o fluxo de água ainda sem fazer a limpeza, nas mesmas condições operacionais da corrida.

23- A partir desta etapa ultima etapa foi iniciado o processo de limpeza da membrana. Anexo E.

## **ANEXO E - Processo de limpeza das membranas**

As membranas utilizadas nos diferentes processos estão identificadas na Tabela abaixo.

<b>Fabricante</b>	<b>Diâmetro do poro (µm)</b>	<b>Produto/Processo</b>
U S Filter- ZrO <sub>2</sub>	0,8	<b>A</b> - leite cru desnatado/separação da gordura
U S Filter- ZrO <sub>2</sub>	0,05	<b>B</b> -separação caseína-soro/concentração-diafiltração da caseína
U S Filter- ZrO <sub>2</sub>	0,02	<b>C</b> -proteína do soro/concentração-diafiltração
Rhone-Poulenc	0,01	<b>D</b> -proteína do soro/concentração-diafiltração

Os procedimentos para a limpeza das membranas obedeceram as recomendações estabelecidas pelos respectivos fabricantes. Basicamente o processo varia conforme as características específicas de cada membrana e o produto processado.

## **Limpeza para os Processos A e B**

Após a checagem do fluxo de água quente nas mesmas condições operacionais do processo, a etapa de limpeza da membrana e consequentemente de todo o sistema pode ser iniciado. Os processos A e B foram realizados no sistema de baixa pressão. As etapas necessárias são as seguintes:

- 1- Drenar a AD do tanque e fechar a válvula V1 e a V7 (permeado).
- 2- Recircular 30 kg de AD na temperatura de 50°C com cerca de 100 ppm de cloro, por 10 minutos para iniciar a limpeza de todo o sistema e começar a quebrar a camada depositada sobre a superfície da membrana. A válvula V7 deve estar fechada pois assim permite que as partículas desintegradas do material foulante seja mantida em circulação e não forçada a penetrar para dentro da membrana. Usar em todo o procedimento pressão transmembrana de 15 psi e máxima velocidade possível, cerca de 6 m/s neste sistema.
- 3- Drenar esta solução e enxaguar com AD 50°C, recirculando-a por 10 minutos.
- 4- Drenar esta água de enxague. Enxaguar as paredes internas do tanque com AD.
- 5- Circular 30 kg de solução de soda cáustica 1,5 a 2,0% com detergente enzimático (Abcor Ultraclean II - Koch) 1 ml/l a 60 - 80°C por 30 minutos com a válvula do permeado (V7) fechada. Estes produtos tem a função de atacar as gorduras e as proteínas depositadas sobre a superfície e o interior dos poros da membrana.
- 6- Após os 30 minutos lentamente abrir a válvula V7 e recircular a mesma solução (item 5) por mais 30 minutos. Assim inicia-se o processo de limpeza da estrutura do suporte e o lado do permeado.
- 7- Drenar esta solução.
- 8- Enxaguar as paredes internas do tanque e drenar continuamente com AD.
- 9- Carregar o tanque com cerca de 100 litros de AD 70°C. Parte desta AD é continuamente circulada e descartada, cerca de 30 litros é mantido no tanque para recirculação por 10 minutos, com a válvula V7 aberta.
- 10- Drenar a AD e fechar a válvula V7.
- 11- Circular solução de ácido nítrico 1,5 a 2,0% a 70°C por 30 minutos com a válvula V7 fechada. O ácido nítrico tem a função de destruir os sais.
- 12- Após os 30 minutos lentamente abrir a válvula V7 e recircular a mesma solução (item 11) por mais 30 minutos.
- 13- Drenar esta solução.
- 14- Enxaguar as paredes internas do tanque e drenar continuamente com AD fria.
- 15- Carregar o tanque com cerca de 100 litros de AD 70°C. Parte desta AD é continuamente circulada e descartada, cerca de 30 litros é mantido no tanque para recirculação por 10 minutos, com a válvula V7 aberta.
- 16- Esfriar gradualmente esta AD e/ou adicionar nova AD à temperatura ambiente, até a temperatura de 25°C.
- 17- Nesta temperatura determinar o fluxo de água para as condições previamente estabelecidas. Caso os valores de fluxo estejam abaixo do recomendado deve-se proceder a novo processo de limpeza sendo este parcial ou total, dependendo dos valores obtidos e da natureza do produto processado. Em certos casos se o fluxo apresenta um valor muito abaixo deve-se manter a membrana de molho com soda cáustica 2% e detergente enzimático 1 ml/l, por 1 ou 2 dias e proceder a um novo ciclo de limpeza completo ou simplesmente um bom enxague pode vir a ser satisfatório. Faz-se a a checagem do fluxo novamente.
- 18- Após a restauração de fluxo deve-se manter a membrana limpa e seca no caso de um longo tempo

sem uso. Se a membrana deve ser utilizada logo em seguida é conveniente que se mantenha a mesma imersa dentro da sua “housing” com AD ou com produto de limpeza. Enxaguar muito bem antes do uso e sempre checar o fluxo antes de qualquer utilização para fins de processo.

### **Limpeza para os Processos C**

O procedimento adotado para a limpeza da membrana no processo C é basicamente o mesmo para os processos A e B, usando as mesmas condições para concentração de produtos químicos, tempo, temperatura, velocidade e pressão transmembrana, sendo que neste caso torna-se interessante inverter a ordem do uso dos produtos químicos, ou seja, trocar o ácido pela base.

### **Limpeza para o Processo D**

Após a checagem do fluxo de água quente nas mesmas condições operacionais do processo, a etapa de limpeza da membrana e conseqüentemente de todo o sistema pode ser iniciado. Os processo D foi realizado no sistema de alta pressão. As etapas necessárias são as seguintes:

- 1- Drenar a AD abrindo a válvula V2.
- 2- Recircular 30 kg de AD na temperatura de 50°C com cêrca de 100 ppm de cloro, por 10 minutos para iniciar a limpeza de todo o sistema e começar a quebrar a camada depositada sobre a superfície da membrana. A válvula V7 deve estar fechada pois assim permite que as partículas desintegradas do material foulante seja mantida em circulação e não forçada a penetrar para dentro da membrana. Usar pressão transmembrana de 15 psi e máxima velocidade possível, cêrca de 6 m/s neste sistema.
- 3- Drenar esta solução e enxaguar com AD 80°C (elevar a temperatura de 50°C para 80 °C de forma gradual), recirculando-a por 10 minutos.
- 4- Drenar esta água de enxague. Enxaguar as paredes internas do tanque com AD.
- 5- Circular 30 kg de solução de soda cáustica 6 g/l a 80°C por 30 minutos com a válvula do permeado (V7) fechada. Estes produtos tem a função de atacar as gorduras e as proteínas depositadas sobre a superfície e o interior dos poros da membrana. Usar pressão transmembrana de 45 - 60 psi, ajustando as válvulas V1, V3, V4, V5 e V6 e máxima velocidade possível.
- 6- Após os 30 minutos lentamente abrir a válvula V7 e recircular a mesma solução (item 5) por mais 30 minutos. Assim inicia-se o processo de limpeza da estrutura do suporte e o lado do permeado.
- 7- Drenar esta solução.
- 8- Enxaguar as paredes internas do tanque e drenar continuamente com AD.
- 9- Carregar o tanque com cêrca de 100 litros de AD 70°C. Parte desta AD é continuamente circulada e descartada, cêrca de 30 litros é mantido no tanque para recirculação por 10 minutos, com a válvula V7 aberta.
- 10- Drenar a AD e fechar a válvula V7.
- 11- Circular solução de ácido nítrico 3 ml/l a 50°C por 30 minutos com a válvula V7 fechada. O ácido nítrico tem a função de destruir os sais.
- 12- Após os 30 minutos lentamente abrir a válvula V7 e recircular a mesma solução (item 11) por mais 30 minutos.
- 13- Drenar esta solução.
- 14- Enxaguar as paredes internas do tanque e drenar continuamente com AD fria.
- 15- Carregar o tanque com cêrca de 100 litros de AD 50°C. Parte desta AD é continuamente circulada e descartada, cêrca de 30 litros é mantido no tanque para recirculação por 10 minutos, com a válvula V7 aberta.

16- Esfriar gradualmente esta AD e/ou adicionar nova AD à temperatura ambiente, até a temperatura de 25°C.

17- Nesta temperatura determinar o fluxo de água para as condições previamente estabelecidas. Caso os valores de fluxo estejam abaixo do recomendado deve-se proceder a novo processo de limpeza sendo este parcial ou total, dependendo dos valores obtidos e da natureza do produto processado. Em certos casos se o fluxo apresenta um valor muito abaixo deve-se manter a membrana de molho com soda cáustica 2%, por 1 ou 2 dias e proceder a um novo ciclo de limpeza completo ou simplesmente um bom enxague pode vir a ser satisfatório. Faz-se a a checagem do fluxo novamente.

18- Após a restauração de fluxo deve-se manter a membrana limpa e seca no caso de um longo tempo sem uso. Se a membrana deve ser utilizada logo em seguida é conveniente que se mantenha a mesma imersa dentro da sua “housing” com AD ou com produto de limpeza. Enxaguar muito bem antes do uso.

## **ANEXO F - PROCEDIMENTOS PARA AS ANÁLISES QUÍMICAS**

### **F1 - SÓLIDO TOTAL Método AOAC**

- 1- Retirar os frascos contendo as amostras, já identificadas, do freezer e deixa-las atingir a temperatura ambiente.
- 2- Identificar à tinta os recipientes de alumínio e deixa-los secar.
- 3- Pesar em balança analítica os recipientes de alumínio, limpos, secos e identificados. Registrar o peso do recipiente e tarar.
- 4- Agitar firmemente 3 vezes o frasco com a amostra e retirar 3 ml usando a pipeta automática e colocar no recipiente de alumínio na balança.
- 5- Pesar e registrar o valor do peso inicial.
- 6- Repetir este procedimento para todas as amostras em duplicata, fazendo o branco.
- 7- Secar no forno com recirculação de ar a 102 - 105 °C por 4 horas e 30 minutos.
- 8- Colocar no dessecador e esperar no mínimo 40 minutos para o esfriamento do material.
- 9- Pesar o material seco e registrar o valor do peso seco.

$$\% \text{ de sólidos} = \frac{(\text{Peso seco} - \text{Peso recipiente}) - \text{Peso do branco}}{\text{Peso Inicial}} \times 100$$

### **F2 -CINZAS Método AOAC**

- 1- Retirar os frascos contendo as amostras, já identificadas, do freezer e deixa-las atingir a temperatura ambiente.
- 2- Lavar cuidadosamente os cadinhos de porcelana e colocar na mufla a 550°C por duas horas.
- 3- Desligar a mufla e deixar esfriar, colocar os cadinhos no dessecador.
- 4- Pesar em balança analítica os cadinhos, limpos, secos e identificados. Registrar o peso do cadinho e tarar a balança.
- 5- Agitar firmemente 3 vezes o frasco com a amostra e retirar 3 ml usando a pipeta automática e colocar no cadinho sob balança.
- 6- Pesar e registrar o valor do peso inicial.

- 7- Repetir este procedimento para todas as amostras em duplicata, fazendo o branco.
- 8- No caso de amostras líquidas secar na estufa com recirculação de ar a 102 - 105 °C por 4 horas e 30 minutos. Para o caso de amostras em pó deve-se proceder à queima da amostra dentro do cadinho usando a chama de um bico de bunsen. Realiza esta operação cuidadosamente para não ocorrer perdas de material.
- 10- Colocar as amostras na mufla e manter a 550°C por 24 horas para queima total.
- 11- Desligar a mufla e esperar esfriar. Retirar os cadinhos e coloca-los no dessecador.
- 12- Com as amostras no dessecador aguardar no mínimo 2 horas para o esfriamento do material.
- 13- Pesar o material seco e registrar o valor do peso seco.

$$\% \text{ de cinzas} = \frac{(\text{Peso seco} - \text{Peso cadinho}) - \text{Peso do branco}}{\text{Peso Inicial}} \times 100$$

### **F3 - DETERMINAÇÃO DE GORDURA POR MOJONIER - Método AOAC**

- 1- Retirar os frascos contendo as amostras, já identificadas, do freezer e deixa-las atingir a temperatura ambiente.
- 2- Lavar cuidadosamente os frascos para Monjonier e seca-los a temperatura ambiente. Identificar. Bateladas de no máximo 8 frascos.
- 3- Lavar rigorosamente 8 recipientes de aluminio e colocar na estufa a 100°C por duas horas para secar. Retirar e manter no dessecador por uma hora. Retirar posteriormente para a pesagem. Manusear estes recipientes somente usando pinças.
- 4- Colocar o frasco num adequado dispositivo sob o prato da balança e tarar.
- 5- Agitar firmemente 3 vezes o frasco com a amostra e retirar 10 ml usando a pipeta automática e colocar cuidadosamente no frasco Monjonier sob a balança. Registrar o peso da amostra
- 6- Repetir este procedimento para as 4 amostras em duplicata. Fazer o branco.
- 7- Pesar os recipientes de aluminio identificados e registrar o peso do recipiente. Coloca-los sobre uma placa de aquecimento previamente ajustada. Estes recipientes serão usados para a coleta dos solventes com a gordura.
- 8- Ao frasco Monjonier adicionar 1,5 ml de Hidróxido de Amônia concentrado e 6 gotas de fenoftaleina.
- 9- Agitar os frascos de forma a misturar os reagentes com as amostras.
- 10- Iniciar a primeira extração. Adicionar 10 ml de alcool etílico ao frasco Monjonier e fechar o frasco herméticamente com rolha previamente umedecida. Agitar por 30 segundos.
- 11- Adicionar 25 ml de ether etílico e fechar o frasco. Agitar por 20 segundos.
- 12- Adicionar 25 ml de ether de petróleo e fechar o frasco. Agitar por 20 segundos. Fim da primeira extração.
- 13- Esperar uma boa separação entre as fases orgânicas e aquosa.
- 14- Retirar o recipiente de aluminio das placas aquecidas e despejar cuidadosamente a fase orgânica dentro do mesmo observando a linha divisória entre as duas fases.
- 15- Retornar o recipiente para a placa aquecida para evaporação dos solventes.
- 16- Iniciar a segunda extração. Adicionar 5 ml de alcool etílico fechar o frasco. Agitar por 20 segundos.
- 17- Adicionar 15 ml de ether etílico e fechar o frasco. Agitar por 20 segundos.
- 18- Adicionar 15 ml de ether de petróleo e fechar o frasco. Agitar por 20 segundos. Fim da segunda

extração.

19- Coletar a fase orgânica repetindo as etapas 13, 14 e 15.

20- Repetir os itens 16, 17 e 18 para realizar a terceira extração. E as

21- Coletar a fase orgânica repetindo as etapas 13, 14 e 15.

22- Manter os recipientes de alumínio sobre a placa aquecida até total evaporação dos solventes, permanecendo somente a gordura.

23- Colocar os recipientes na estufa com recirculação de ar a 102 - 105 °C por 30 minutos.

24- Retirar os recipientes da estufa e coloca-los no dessecador para o resfriar até a temperatura ambiente e aguardar por 40 minutos.

25- Pesar e registrar o peso dos recipientes com o material seco.

$$\% \text{ de gordura} = \frac{(\text{Peso seco} - \text{Peso recipiente}) - \text{Peso do branco}}{\text{Peso amostra}} \times 100$$

#### **F4 - DETERMINAÇÃO DO NITROGÊNIO TOTAL - Método AOAC**

1- Retirar os frascos contendo as amostras, já identificadas, do freezer e deixa-las atingir a temperatura ambiente.

2- Lavar cuidadosamente os balões de Kjeldahl, seca-los a temperatura ambiente e identificar. Fazer bateladas de no máximo 12 frascos.

3- Colocar 15,6 grs de Kjeldahl reagente e cêrca de 8 pequenas pedras porosas para evitar borbulhamento dentro do frasco limpo e seco.

4- Agitar firmemente 3 vezes o frasco com a amostra e retirar 10 ml usando a pipeta automática e colocar num becker de 50 ml sob a balança, devidamente limpo, seco, identificado e tarado. Registrar o peso da amostra.

5- Repetir este procedimento para todas as amostras. Fazer o branco colocando somente os reagentes.

6- Transferir a amostra para o frasco Kjeldahl enxaguando o becker com água destilada por duas vezes.

7- Adicionar 25 ml de ácido sulfúrico concentrado no frasco Kjeldahl. Nesta etapa o frasco deve ser fechado com uma rolha para ser usado posteriormente, ou iniciar imediatamente a digestão.

8- Iniciar a digestão abrindo a trompa de vácuo do sistema e colocando os 12 frascos nos respectivos berços com resitência elétrica.

9- Ligar as resitências elétricas e aumentar a temperatura gradualmente de dois em dois minutos, tomando cuidado para evitar o excesso de espuma no interior do frasco. O superaquecimento do frasco pode levar a perda de material para fora do frasco.

10- A partir do instante em que a última das amostras (dentre as 12) tornar-se verde-clara, manter o sistema todo funcionando por 1 hora e 15 minutos.

11- Ao final da digestão desligar as resitências elétricas e esperar o sistema esfriar. Ou ainda retirar os frascos e coloca-los na capela . Fechar a trompa de vácuo.

12- Após resfriamento completo dos frascos adicionar 300 ml de água destilada e agitar vigorosamente e deixar o frasco fechado com a rolha em repouso.

13- Iniciar a destilação. Abrir a água de resfriamento do sistema de destilação.

14- Colocar 50 ml de ácido bórico 4% no erlenmeyer identificado e colocar os frascos na coleta do condensado. Montar a frasco cuidadosamente para que ocorra um borbulhamento total da amônia no ácido bórico, evitando assim perdas para o ambiente que levariam a resultados incorretos.

15- Ao frasco Kjeldahl adicionar 75 ml de soda cáustica 50 %, de forma a esta escorrer pelas paredes do frasco, evitando turbulências e conseqüentemente perdas de gases para o ambiente.

16- Imediatamente após a adição da soda levar o frasco cuidadosamente para o destilador e encaixar a rolha no frasco fechando-o herméticamente. A parte arredondada deve encaixar-se no berço com resistência elétrica.

17- Para cada frasco colocado, ligar a resistência elétrica, já ajustada para o aquecimento e posteriormente manutenção da solução no seu ponto de ebulição.

18- Quando o frasco de ácido bórico atingir cerca de 300 ml, o frasco Kjeldahl inicia pequenos saltos no berço onde esta encaixado. Neste instante, retirar o erlenmeyer da coleta do destilador e desligar a resistência elétrica para em seguida retirar o frasco do berço e levá-lo para a capela.

19- Titular a solução de ácido bórico com amônia usando ácido clorídrico 0,1 N ou 0,01 N, usando 6 gotas de fenofaleína como indicador na mesa com agitador magnético.

20- Registrar para cada titulação o volume de ácido consumido e a sua normalidade.

$$\% \text{ de Nitrogênio} = \frac{1,4007 (\text{ml H Cl amostra} - \text{ml H Cl branco}) \times N \text{ H Cl}}{\text{Peso amostra}}$$

$$\% \text{ de Proteína} = 6,38 \times (\% \text{ de Nitrogênio})$$

onde:

ml H Cl amostra = mililitros de ácido clorídrico consumido na titulação da amostra

ml H Cl branco = mililitros de ácido clorídrico consumido na titulação do branco

N H Cl = normalidade do ácido clorídrico usado na titulação

6,38 = fator de conversão usado para determinar a % de proteína

## **F5 - DETERMINAÇÃO DO NITROGÊNIO NÃO PROTEÍCO - Método AOAC**

1- Retirar os frascos contendo as amostras, já identificadas, do freezer e deixa-las atingir a temperatura ambiente.

2- Lavar cuidadosamente os balões de Kjeldahl, seca-los a temperatura ambiente e identificar. Fazer bateladas de no máximo 12 frascos.

3- Colocar 15,6 grs de Kjeldahl reagente e cerca de 8 pequenas pedras porosas para evitar borbulhamento dentro do frasco limpo e seco.

4- Agitar firmemente 3 vezes o frasco com a amostra e retirar 10 ml usando a pipeta automática e colocar num becker de 100 ml sob a balança, devidamente limpo, seco, identificado e tarado. Registrar o peso da amostra.

5- Repetir este procedimento para todas as amostras. Fazer o branco colocando somente os reagentes.

6- Adicionar 15 ml de ácido tricloroacético (TCA) 24% ao becker com a amostra. Agitar suavemente.

7- Esperar 5 minutos para completa reação entre o ácido o nitrogênio proteico.

8- Filtrar a solução e precipitado em papel Whatman # 1, coletando o filtrado num pequeno erlenmeyer de 125 ml.

9- Lavar duas vezes o becker com ácido tricloroacético (TCA) 12% usando 5 ml em cada vez e filtrar coletando no mesmo erlenmeyer.

10- O filtrado é então transferido para o frasco Kjeldahl previamente preparado. Enxaguar duas vezes o becker com água destilada.

11- Repetir o mesmo procedimento usado para a determinação do nitrogênio total conforme descrito acima a partir do item 7 até o item 20.

$$\% \text{ de Nitrogênio Não Proteico} = \frac{1,4007 (\text{ml H Cl amostra} - \text{ml H Cl branco}) \times N \text{ H Cl}}{\text{Peso amostra}}$$

onde:

ml H Cl amostra = mililitros de ácido clorídrico consumido na titulação da amostra

ml H Cl branco = mililitros de ácido clorídrico consumido na titulação do branco

N H Cl = normalidade do ácido clorídrico usado na titulação

## **F6 - DETERMINAÇÃO DO NITROGÊNIO NÃO CASEICO - Método AOAC**

1- Retirar os frascos contendo as amostras, já identificadas, do freezer e deixa-las atingir a temperatura ambiente.

2- Lavar cuidadosamente os balões de Kjeldahl, seca-los a temperatura ambiente e identificar. Fazer bateladas de no máximo 12 frascos.

3- Colocar 15,6 grs de Kjeldahl reagente e cêrca de 8 pequenas pedras porosas para evitar borbulhamento dentro do frasco limpo e seco.

4- Agitar firmemente 3 vezes o frasco com a amostra e retirar 10 ml usando a pipeta automática e colocar num balão volumétrico de 100 ml, préviamente limpo, seco e identificado e tarado sob a balança. Registrar o peso da amostra.

5- Repetir este procedimento para 3 amostras, fazendo duplicatas (total de 6 balões). Fazer o branco colocando somente os reagentes.

6- Adicionar 75 ml de água destilada a 40°C, usando uma proveta graduada. Imediatamente colocar os 6 balões num banho de água também a 40°C.

7- Imediatamente adicionar 1 ml de ácido acético 10% , usando uma pipeta volumétrica, para cada balão volumétrico.

8- Gentilmente misturar o conteúdo dos balões e acione o cronômetro e espere por exatamente 10 minutos.

9- Após os 10 minutos adicione 1 ml de solução de acetato de sódio 1N em balão e misture novamente.

10- Imediatamente após a mistura coloque os frascos num banho de gelo para um rápido resfriamento (normalmente 5 minutos).

11- Diluir o conteúdo do balão para 100 ml adicionando água destilada a 20°C agitando suavemente invertendo o frasco várias vezes.

12- Quando o precipitado de caseina e gordura estiver separado, após aproximadamente 15 minutos, faz-se a filtragem usando filtro de papel Whatman # 1 coletando o filtrado num erlenmeyer de 125 ml. Este filtrado deve estar claro e livre de partículas. Caso contrário deve ser filtrado novamente.

13- Após recolher um pouco mais de 50 ml de filtrado, transferir 50 ml para o frasco Kjeldahl usando uma pipeta volumétrica.

14- Repetir o mesmo procedimento usado para a determinação do nitrogênio total conforme descrito acima a partir do item 7 até o item 20.

$$\% \text{ de Nitrogênio Não Caseico} = \frac{1,4007 (\text{ml H Cl amostra} - \text{ml H Cl branco}) \times N \text{ H Cl} \times 2}{\text{Peso amostra}}$$

onde:

ml H Cl amostra = mililitros de ácido clorídrico consumido na titulação da amostra

ml H Cl branco = mililitros de ácido clorídrico consumido na titulação do branco

N H Cl = normalidade do ácido clorídrico usado na titulação

## **F7 - CÁLCULOS DAS PERCENTAGENS DE PROTEÍNA**

$\% \text{Nitrogênio Caseico} = \% \text{Nitrogênio Total} - \% \text{Nitrogênio Não Caseico}$

$\% \text{Caseína} = \% \text{Nitrogênio Caseico} \times 6,38$

$\% \text{Proteína total} = (\% \text{Nitrogênio Total} - \% \text{Nitrogênio Não Proteico}) \times 6,38$

$\% \text{Proteína do Sêro} = (\% \text{Nitrogênio Não Caseico} - \% \text{Nitrogênio Não Proteico}) \times 6,38$

## **ANEXO G - PROCEDIMENTOS PARA AS ANÁLISES DAS PROPRIEDADES FUNCIONAIS**

### **G1 - SOLUBILIDADE**

1- Calcular a quantidade de produto (caseína ou sêro em pó) necessária para fornecer 0,500 grs de proteína seca.

2- Pesar este material num becker de 150 ml, limpo, seco, identificado e tarado.

3- Adicionar várias alíquotas de solução 0,1 M de Na Cl e dissolver este material com a ajuda de uma bagueta formando uma pasta. Adicionar mais solução até atingir cerca de 40 ml. No caso do caseinato não formar a pasta, fazer somente uma agitação com o agitador magnético, suavemente.

4- Colocar o becker coberto com um plástico num agitador magnético com a barra e agitar para formar uma dispersão homogênea. Não permitir que haja a formação de vórtice.

5- Após homogeneizar a solução, medir o pH e ajustá-lo para valores entre 3,0 e 7,0 usando soluções 0,1 N H Cl ou Na OH.

6- A dispersão deve ser agitada por 1 hora e intermitentemente o pH deve ser monitorado e ajustado ao valor conforme haja necessidade.

7- A dispersão é transferida para um balão volumétrico de 50 ml e diluída usando solução 0,1 M de Na Cl e misturada invertendo-se o balão por várias vezes.

8- Uma alíquota de dispersão é então centrifugada por 30 minutos a 20.000 g

9- A fração sobrenadante é então filtrada usando papel filtro Whatman # 1.

10 - O conteúdo de proteína do filtrado é determinado pelo método de Kjeldahl conforme descrito acima.

$$\% \text{ Solubilidade} = \frac{\% \text{ nitrogênio total do sobrenadante a vários pH}}{\% \text{ nitrogênio total da amostra}} \times 100$$

## **G2 - SOLUBILIZAÇÃO PARA AERAÇÃO E ESTABILIDADE DA ESPUMA**

Hidratação para determinação da aeração e estabilidade da espuma foi feita seguindo o procedimento padrão para solubilidade conforme Morr, 1985.

- 1- Para cada tipo de produto, concentrado proteico de sôro ou caseina em pó, foi calculado um peso para fornecer exatamente 3,75 grs de proteína, que foi pesada num becker de 150 ml, previamente limpo, seco, identificado e tarado.
- 2- Adicionar alíquotas de água destilada e misturar usando uma bagueta, formando uma pasta. Adicionar água destilada até aproximadamente 60 ml e usar o agitador magnético por 30 minutos.
- 3- Após esta agitação o pH é ajustado para o valor 7,00, usando soluções de HCl ou NaOH 0,1 N.
- 4- Transferir para um balão volumétrico enxaguando o becker com água destilada e completar até o volume de 75 ml. A dispersão deve estar isenta de material para os experimentos de aeração e capacidade de espuma.

## **G3 - AERAÇÃO**

- 1- 75 ml de dispersão a 5% de proteína, previamente preparada pelo método acima descrito (Anexo G2), é colocada no recipiente (1,9 l) da batedeira Sunbeam Power Plus 350 watt Selectronic Mixmaster, dois garfos, cuja mesa rotatória tem velocidade de 78 rpm.
- 2- Acionar a batedeira e o cronômetro conjuntamente. A dispersão é batida por 5 minutos.
- 3- Após o batimento os garfos são erguidos cuidadosamente para minimizar a destruição da espuma.
- 4- Com uma espátula a espuma é colocada num recipiente de plástico previamente tarado, cujo volume é de 100 ml. Deve-se evitar as bolsas de ar no seu interior, porem esta não deve ser comprimida para evitar estas bolsas.
- 5- Com a espátula retira-se o excesso de espuma sobre a superfície do plástico, assim o volume ocupado é sempre constante.
- 6- Pesar e registrar o peso da espuma neste volume de 100 ml. Fazer duplicata.
- 7- Após a pesagem retornar a espuma para o recipiente da batedeira e acionar novamente a batedeira e o cronômetro. Este processo não deve durar mais do que dois minutos. É importante que toda a dispersão esteja na forma de espuma.
- 8- Repetir o procedimento para tempos de batimento de 10, 15 e 20 minutos.

Cálculo da Espuma (Overrun)

$$\% \text{ Espuma} = \frac{(\text{Peso de 100 ml de dispersão}) - (\text{Peso de 100 ml de espuma})}{(\text{Peso de 100 ml de espuma})} \times 100$$

## **G4 - ESTABILIDADE DA ESPUMA**

Para medir a estabilidade da espuma é necessário fazer um furo de 0,6 cm no recipiente da batedeira, localizado a 5,1 cm do centro do mesmo e a 2 ou 3 mm acima do fundo. Pelo lado de fora deve ser colocada uma fita para vedação. Preparar a solução conforme descrito em G2.

- 1- Pesar e registrar o peso do recipiente com a fita e os garfos da batedeira.

- 2- Adicionar 75 ml de dispersão de proteína 5% dentro do recipiente da batedeira. Pesar e registrar este peso total (recipiente, fita, garfos e dispersão).
- 3- Acionar a batedeira e o cronômetro instantaneamente e bater por 5 minutos.
- 4- Preparar o suporte para o recipiente e montar uma balança semi-analítica com um becker limpo, seco e tarado.
- 5- Ao final do batimento, zerar o cronômetro e acioná-lo imediatamente.
- 6- Soltar os garfos da batedeira tomando cuidado para não danificar a espuma e pesar o conjunto imediatamente. Esta pesagem é feita para levar em conta a massa de dispersão que é perdida durante o batimento. Registrar este peso.
- 7- Ajustar o recipiente no suporte de forma a que o furo fique na posição de menor nível possível e sob o becker colocado na balança. Não deixar os garfos impedirem o fluxo de líquido pelo furo. Retirar a fita.
- 8- Anotar o instante em que cai a primeira gota de líquido e registrar o tempo e a massa acumulada no becker a cada dois minutos.
- 9- Anotar o tempo necessário para coletar metade da massa inicial de espuma, levando-se em conta o material perdido durante o batimento.
- 10 - Descartar o líquido formado, lavar e secar os acessórios e fazer a duplicata.
- 11- Repetir este mesmo procedimento fazendo tempo de batimento de 10, 15 e 20 minutos.

## ANEXO H - DADOS EXPERIMENTAIS

**CORRIDA 10 FR 50 40**

MATÉRIA PRIMA INICIAL: LEITE COM BAIXO TEOR DE GORDURA 127,9 kg

MEMBRANA CERÂMICA: U S FILTER

DIÂMETRO DO PORO: 0.05  $\mu$ m

COMPRIMENTO DA MEMBRANA: 90 cm

AREA DE FLUXO PARA O PERMEADO: 0.17 M<sup>2</sup>

PRESSÃO TRANSMEMBRANA : 50 PSI

TEMPERATURA DO PRODUTO: 50 C

VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO: 18 GPM

VELOCIDADE: 4,8 M/S

**RETENTADO: FRAÇÃO RICA EM CASEÍNA A FC E DIAFILTRADO CICLOS**

PESO DE RETENTADO : 32,0 KG QUE FOI DIAFILTRADO

**PERMEADO: PROTEÍNA DO SORO**

PESO DE PERMEADO: 95,83 KG

EQUIPAMENTO: TANQUE 260 LTS

TEMPO min	PESO kg	FC	TEMPO MÉDIO min	FLUXO kg/min	FLUXO kg/hm <sup>2</sup>	J/Ji	Ln(Ln(J/Ji))	J calc	PRES- SÃO	PRES- SÃO	TEM- PERA-	FLU-	PRES- SÃO
									ENTR. PSI	SAÍDA PSI	TURA C	XO GPM	TRANS. PSI
0.0	0	1							60	48	51	18	54
1	0.56	1	0.5	0.56	176.84	2.67	-0.018	138.21	56	44		18	50
2	0.95	1.01	1.5	0.39	123.16	1.86	-0.477	137.51			51		50
3	1.34	1.01	2.5	0.39	123.16	1.86	-0.477	136.83	56	44	50		50
4	1.73	1.01	3.5	0.39	123.16	1.86	-0.477	136.15					
5	2.1	1.02	4.5	0.37	116.84	1.76	-0.57	135.48					
6	2.52	1.02	5.5	0.42	132.63	2	-0.367	134.82					
8	3.26	1.03	6	0.38	120	1.81	-0.522	134.49					
10	4.03	1.03	9	0.39	123.16	1.86	-0.477	132.57					
12	4.79	1.04	11	0.38	120	1.81	-0.522	131.32					
14	5.54	1.05	13	0.38	120	1.81	-0.522	130.1					
16	6.3	1.05	15	0.38	120	1.81	-0.522	128.91					
18	7.05	1.06	17	0.38	120	1.81	-0.522	127.75					
20	7.8	1.07	19	0.38	120	1.81	-0.522	126.61					
25	9.67	1.08	22.5	0.37	116.84	1.76	-0.57	124.68					
30	11.51	1.1	27.5	0.37	116.84	1.76	-0.57	122.05					
36	13.7	1.12	33	0.37	116.84	1.76	-0.57	119.32	56	44	50	18	50
40	15.16	1.13	38	0.37	116.84	1.76	-0.57	116.97					
45	16.89	1.15	42.5	0.35	110.53	1.67	-0.668	114.97					
50	18.66	1.17	47.5	0.35	110.53	1.67	-0.668	112.85					
55	20.46	1.19	52.5	0.36	113.68	1.71	-0.623	110.84					
60	22.27	1.21	57.5	0.36	113.68	1.71	-0.623	108.94					
75	27.57	1.28	67.5	0.35	110.53	1.67	-0.668	105.4					
90	32.7	1.34	82.5	0.34	107.37	1.62	-0.729	100.73					
105	37.75	1.42	97.5	0.34	107.37	1.62	-0.729	96.69					
120	42.7	1.5	112.5	0.33	104.21	1.57	-0.796	93.18					

135	47.46	1.59	127.5	0.32	101.05	1.52	-0.871	90.13					
150	52.03	1.69	142.5	0.3	94.74	1.43	-1.028	87.46					
165	56.54	1.79	157.5	0.3	94.74	1.43	-1.028	85.12					
180	60.86	1.91	172.5	0.29	91.58	1.38	-1.133	83.07					
195	65.14	2.04	187.5	0.29	91.58	1.38	-1.133	81.25					
210	69.24	2.18	202.5	0.27	85.26	1.29	-1.368	79.65					
225	73.13	2.34	217.5	0.26	82.11	1.24	-1.537	78.24					
240	76.91	2.51	232.5	0.25	78.95	1.19	-1.749	76.98					
255	80.5	2.7	247.5	0.24	75.79	1.14	-2.032	75.86					
270	84	2.91	262.5	0.23	72.63	1.1	-2.351	74.87					
285	87.32	3.15	277.5	0.22	69.47	1.05	-3.02	73.99					
300	90.6	3.43	292.5	0.22	69.47	1.05	-3.02	73.2					
316	93.99	3.77	308	0.21	66.32	1	ERR	72.47					
325.2	95.9	4	320.6	0.21	66.32	1	ERR	71.94					
									PARTINDO A ETAPA DE DIAFILTRAÇÃO				

<b>RESUMO DOS RESULTADOS RELATIVOS AO NITROGÊNIO 10 FR 5040</b>									
							PROT.	PROT.	
PRODUTO	NT	NNP	NP	NNC	NC	CASEINA%	SORO	SORO	NPN %
ALIMENTAÇÃO	0.4284	0.0384	0.39	0.1463	0.2437	1.5548	0.1079	0.6884	0.245
RETENTADO FC2	0.7409	0.0395	0.7014	0.211	0.4904	3.1288	0.1715	1.0942	0.252
RETENTADO FC3	1.0835	0.0349	1.0486	0.29	0.7586	4.8399	0.2551	1.6275	0.2227
RETENTADO FC4	1.4411	0.0375	1.4036	0.348	1.0556	6.7347	0.3105	1.981	0.2393
<b>COMPOSIÇÃO 10 FR</b>									
		PROT.				SÓLIDOS			
PRODUTO	CASEINA%	SORO %	NNP %	CINZAS%	ACTOSE%	TOTAIS %			
ALIMENTAÇÃO	1.5548	1.2479	0.245	0.6535	3.4076	7.1088	ALI		
RETENTADO FC2	3.0426	1.8119	0.252	0.8493	3.9317	9.8875	FC2		
RETENTADO FC3	4.8399	2.7313	0.2227	1.0442	3.235	12.0731	FC3		
RETENTADO FC4	6.7347	3.3017	0.2393	1.2601	3.0711	14.6069	FC4		
PERMEADO FC2	0.1053	-0.2048	0.2049	0.4432	4.6338	5.1823	FC2		
PERMEADO FC4	0.12	-0.2086	0.2085	0.4406	4.696	5.2565	FC3		
PERMEADO D01	0.1461	-0.1908	0.191	0.5547	4.7155	5.4165	D01		
PERMEADO D02	0	0	0	0.3522	3.2044	3.5565	D02		
PERMEADO D03	0	0	0	0.1489	1.251	1.3999	D03		
PERMEADO D04	0.0619	-0.0293	0.0291	0.0723	0.4125	0.5465	D04		
<b>% DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES 10 FR</b>									
		PROT.				SÓLIDOS			
PRODUTO	CASEINA%	SORO %	NNP %	CINZAS	TOTAIS %	LACTOSE %			
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	0	ALI		
RETENTADO FC2	95.6908	45.1959	2.8571	29.9541	15.3803	39.0875	FC2		
RETENTADO FC3	211.2876	118.8717	-9.102	59.7858	-5.0651	69.8325	FC3		
RETENTADO FC4	333.1554	164.5805	-2.3265	92.8233	-9.875	105.4756	FC4		
PERMEADO FC2	-95.1642	-170.2332	26.9517	-32.219	-34.6799	-0.3355	FC2		
PERMEADO FC4	-94.4891	-171.5364	29.1822	-32.609	-33.7447	1.0023	FC3		
PERMEADO D01	-93.2905	-165.4321	18.3395	-15.165	-31.7286	1.4217	D01		
PERMEADO D02	-100	-100	-100	-46.138	-55.1722	-31.0793	D02		
PERMEADO D03	-100	-100	-100	-77.226	-82.355	-73.0933	D03		
PERMEADO D04	-97.1573	-110.048	-81.97	-88.949	-93.1123	-91.1279	D04		
<b>COMPOSIÇÃO EM BASE SECA 10 FR</b>									
		PROT.							
PRODUTO	CASEINA%	SORO %	NNP %	CINZAS%	ACTOSE%				
ALIMENTAÇÃO	21.87	17.55	3.45	9.19	47.93	ALI			
RETENTADO FC2	30.77	18.33	2.55	8.59	39.76	FC2			
RETENTADO FC3	40.09	22.62	1.84	8.65	26.8	FC3			
RETENTADO FC4	48.11	22.6	1.64	8.63	21.03	FC4			



130	52.9	1.665	125	0.37	116.84					
140	56.47	1.743	135	0.36	113.68					
150	60.01	1.828	145	0.35	110.53					
160	63.35	1.916	155	0.33	104.21					
175	68.29	2.064	167.5	0.33	104.21					
190	73.12	2.231	182.5	0.32	101.05					
205	77.66	2.416	197.5	0.3	94.74					
220	81.8	2.613	212.5	0.28	88.42					
235	85.7	2.831	227.5	0.26	82.11					
250	89.35	3.071	242.5	0.24	75.79					
265	92.81	3.338	257.5	0.23	72.63					
280	95.96	3.626	272.5	0.21	66.32					
295	98.76	3.927	287.5	0.19	60					
299	99.38	4.001	297	0.15	47.37					
324.3	104.38		311.7	0.2	63.16					
350	109.38		337.2	0.19	60					
376	114.38		363	0.19	60					
402	119.38		389	0.19	60					
449.5	129.38		425.8	0.21	66.32					
495.5	139.38		472.5	0.22	69.47					
543	149.38		519.3	0.21	66.32					
590	159.38		566.5	0.21	66.32					
632.5	169.38		611.3	0.24	75.79					
665	176.38		648.8	0.22	69.47					
685.5	181.38		675.3	0.24	75.79					
710.5	186.38		698	0.2	63.16					
757.5	191.5		734	0.11	34.74					

<b>RESUMO DOS RESULTADOS DA CORRIDA 11 FR</b>								
<b>COMPOSIÇÃO 11 FR</b>								
PRODUTO	CASEINA%	PROT.		SÓLIDOS		CINZAS%	LACTOSE%	GORDURA%
		SORO %	NNP %	TOTAIS %				
ALIMENTAÇÃO	1.4693	1.0718	0.2095	8.1871	0.7443	4.692	0.0631	
RETENTADO FC2	3.6762	1.1057	0.2127	10.8862	0.7727	5.119	0.0978	
RETENTADO FC3	5.8562	1.4323	0.2169	13.4697	1.0929	4.871	0.1079	
RETENTADO FC4	7.7389	1.907	0.2237	16.1371	1.2851	4.982	0.1511	
RETENTADO D01	7.9157	1.8087	0.2233	15.4378	1.2208	4.269	0.1545	
RETENTADO D02	8.1134	1.7775	0.2287	15.4193	1.1301	4.17	0.1545	
RETENTADO D03	8.4178	1.7915	0.2255	15.5686	1.0828	4.051	0.1545	
RETENTADO D04	9.0162	1.9102	0.1453	14.0521	0.9961	1.984	0.1545	
RETENTADO D05	9.2357	1.9727	0.1372	13.6328	0.8980	1.389	0.1545	
RETENTADO D06	9.6778	1.7819	0.1365	13.5260	0.7998	1.13	0.1545	
PERMEADO FC2	0.0778	0.0887	0.2109	5.3959	0.1068	4.912	0.0313	
PERMEADO FC3	0	0.1793	0.2167	5.4532	0.0683	5.002	0.0525	
PERMEADO FC4	0	0.1621	0.214	5.4865	0.0666	5.027	0.0497	
PERMEADO D01	0	0.1844	0.2124	5.2303	0.4401	4.416	0.0229	
PERMEADO D02	0	0.0919	0.206	4.4568	0.3647	3.702	0.0229	
PERMEADO D03	0	0.0581	0.1998	4.4439	0.2702	3.882	0.0229	
PERMEADO D04	0	0.0938	0.1153	2.3817	0.1834	2.025	0.0229	
PERMEADO D05	0	0.088	0.0789	1.4856	0.1632	1.15	0.0229	
PERMEADO D06	0	0.0415	0.0409	0.8876	0.1453	0.613	0.0229	
<b>% DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES 11 FR</b>								
PRODUTO	CASEINA	PROT. S	NNP	SÓLIDOS	CINZAS	LACTOSE	GORDURA	
ALIMENTAÇÃO	1.4693	1.0718	0.2095	8.1871	0.7443	4.692	0.0631	
RETENTADO FC2	0	0	0	0	0	0	0	
RETENTADO FC3	150.201	3.163	1.527	32.967	3.816	9.101	55.115	
RETENTADO FC4	298.571	33.635	3.532	64.523	46.836	3.815	71.055	
RETENTADO D01	426.707	77.925	6.778	97.104	72.659	6.181	139.651	
RETENTADO D02	438.74	68.753	6.587	88.562	64.02	-9.015	145.044	
RETENTADO D03	452.195	65.843	9.165	88.337	51.834	-11.125	145.044	
RETENTADO D04	472.912	67.149	7.637	90.16	45.479	-13.662	145.044	
RETENTADO D05	513.639	78.224	-30.644	71.637	33.83	-57.715	145.044	
RETENTADO D06	528.578	84.055	-34.511	66.516	20.65	-70.396	145.044	
PERMEADO FC2	558.667	66.253	-34.845	65.211	7.457	-75.916	145.044	
PERMEADO FC3	-94.705	-91.724	0.668	-34.093	-85.658	4.689	-50.357	
PERMEADO FC4	-100	-83.271	3.437	-33.393	-90.824	6.607	-16.733	
PERMEADO D01	-100	-84.876	2.148	-32.987	-91.059	7.14	-21.174	
PERMEADO D02	-100	-82.795	1.384	-36.116	-40.871	-5.882	-63.68	
PERMEADO D03	-100	-91.426	-1.671	-45.564	-51.001	-21.1	-63.68	
PERMEADO D04	-100	-94.579	-4.63	-45.721	-63.697	-17.263	-63.68	
PERMEADO D05	-100	-91.248	-44.964	-70.91	-75.359	-56.841	-63.68	
PERMEADO D06	-100	-91.79	-62.339	-81.854	-78.073	-75.49	-63.68	

PERMEADO D06	-100	-96.128	-80.477	-89.159	-80.478	-86.935	-63.68
<b>COMPOSIÇÃO EM BASE SECA 11 FR</b>							
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA%</b>	<b>PROT. S</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS%</b>	<b>LACTOSE%</b>	<b>GORDURA</b>	
ALIMENTAÇÃO	17.947	13.091	2.559	9.091	57.31	0.77	ALI
RETENTADO FC2	33.77	10.157	1.954	7.098	47.023	0.898	FC2
RETENTADO FC3	43.477	10.633	1.61	8.114	36.163	0.801	FC3
RETENTADO FC4	47.957	11.817	1.386	7.964	30.873	0.936	FC4
RETENTADO D01	51.275	11.716	1.446	7.908	27.653	1.001	D01
RETENTADO D02	52.618	11.528	1.483	7.329	27.044	1.002	D02
RETENTADO D03	54.069	11.507	1.448	6.955	26.02	0.992	D03
RETENTADO D04	64.163	13.594	1.034	7.089	14.119	1.099	D04
RETENTADO D05	67.746	14.47	1.006	6.587	10.189	1.133	D05
RETENTADO D06	71.55	13.174	1.009	5.913	8.354	1.142	D06
PERMEADO FC2	1.442	1.644	3.909	1.978	91.033	0.58	
PERMEADO FC3	0	3.288	3.974	1.252	91.726	0.963	
PERMEADO FC4	0	2.955	3.901	1.213	91.626	0.906	
PERMEADO D01	0	3.526	4.061	8.415	84.432	0.438	
PERMEADO D02	0	2.062	4.622	8.183	83.065	0.514	
PERMEADO D03	0	1.307	4.496	6.08	87.356	0.515	
PERMEADO D04	0	3.938	4.841	7.701	85.025	0.962	
PERMEADO D05	0	5.924	5.311	10.985	77.41	1.541	
PERMEADO D06	0	4.676	4.608	16.371	69.067	2.58	
<b>COEFICIENTE DE REJEIÇÃO 11 FR</b>							
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>PROT. S</b>	<b>NNP</b>	<b>SÓLIDOS</b>	<b>CINZAS</b>	<b>LACTOSE</b>	
ALI	0	0	0	0	0	0	
FC2	0.979	0.92	0.008	0.504	0.862	0.04	
FC3	1	0.875	0.001	0.595	0.938	-0.027	
FC4	1	0.915	0.043	0.66	0.948	-0.009	
D01	1	0.898	0.049	0.661	0.639	-0.034	
D02	1	0.948	0.099	0.711	0.677	0.112	
D03	1	0.968	0.114	0.715	0.75	0.042	
D04	1	0.951	0.206	0.831	0.816	-0.021	
D05	1	0.955	0.425	0.891	0.818	0.172	
D06	1	0.977	0.7	0.934	0.818	0.458	
<b>RENDIMENTO 11 FR</b>				<b>PUREZA 11 FR</b>			
	<b>CASEINA%</b>				<b>CASEINA%</b>		
ALI	1			ALI	17.947		
FC2	0.986			FC2	33.77		
FC3	1			FC3	43.477		
FC4	1			FC4	47.957		



110		45.37	1.286	105	0.37	116.84					
120		49.09	1.317	115	0.37	116.84					
130		53.01	1.351	125	0.39	123.16					
140		56.98	1.388	135	0.4	126.32					
150		60.95	1.426	145	0.4	126.32					
160		64.95	1.467	155	0.4	126.32					
170		68.18	1.502	165	0.32	101.05					
180		71.77	1.543	175	0.36	113.68					
190		75.86	1.592	185	0.41	129.47					
200		79.52	1.639	195	0.37	116.84					
210		81.66	1.667	205	0.21	66.32					
220		84.81	1.712	215	0.32	101.05					
230		87.52	1.751	225	0.27	85.26					
240		90.69	1.8	235	0.32	101.05					
250		96.4	1.896	245	0.57	180					
260		99.77	1.957	255	0.34	107.37					
268		102	2	264	0.28	88.42					
270		102.4	2.007	265	0.26	82.11					
280		105.5	2.07	275	0.31	97.89					
290		108.5	2.135	285	0.3	94.74					
300		112.3	2.226	295	0.39	123.16					
310		115.2	2.297	305	0.28	88.42					
320		117.8	2.368	315	0.27	85.26					
330		120.4	2.439	325	0.25	78.95					
340		122.8	2.514	335	0.25	78.95					
350		125.1	2.587	345	0.23	72.63					
360		127.7	2.673	355	0.26	82.11					
370		130.3	2.767	365	0.26	82.11					
380		132.9	2.868	375	0.26	82.11					
390		135.3	2.967	385	0.24	75.79					
393		136	3	391.5	0.25	78.95					
400		137.5	3.065	396.5	0.21	66.32					
410		139.5	3.164	405	0.21	66.32					
420		141.7	3.274	415	0.22	69.47					
430		143.8	3.389	425	0.21	66.32					
440		145.7	3.501	435	0.19	60					
450		147.7	3.622	445	0.2	63.16					
460		149.6	3.75	455	0.19	60					
470		151.4	3.878	465	0.18	56.84					
480		153	4	475	0.16	50.53	20 KG FORA				
490		154.4	4.2	485	0.14	44.21					
504		157	5	497	0.18	56.84					
524		158	6	514	0.05	15.79					
542		163	8	533	0.28	88.42					
<b>CORRIDA 12 FR 50 40</b>											
MATÉRIA PRIMA INICIAL: LEITE COM BAIXO TEOR DE GORDURA 20 kg CF4 DF 08											
MEMBRANA CERÂMICA: U S FILTER											

DIÂMETRO DO PORO: 0.05 um											
COMPRIMENTO DA MEMBRANA: 90 cm											
AREA DE FLUXO PARA O PERMEADO: 0.17 M2											
PRESSÃO TRANSMEMBRANA : 40 PSI											
TEMPERATURA DO PRODUTO: 50 C											
VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO: 20 GPM											
VELOCIDADE: 5,3 M/S											
<b>RETENTADO: FRAÇÃO RICA EM CASEÍNA A FC E DIAFILTRADO CICLOS</b>											
PESO DE RETENTADO :											
<b>PERMEADO: PROTEÍNA DO SORO</b>											
PESO DE PERMEADO:											
EQUIPAMENTO: TANQUE 260 LTS											
							PRES-	PRES-	TEM-		PRES-
TEMPO	PESO	PESO	FC	TEMPO			SÃO	SÃO	PERA-	FLU-	SÃO
				MÉDIO	FLUXO	FLUXO	ENTR.	SAÍDA	TURA	XO	TRANS.
min	kg	kg		min	kg/min	kg/hm2	PSI	PSI	C	GPM	PSI
0.0		0									
1		0.37		0.5	0.37	116.84	45	35	50	20	40
2		0.74		1.5	0.37	116.84	45	35	50	20.5	
3		1.1		2.5	0.36	113.68					
4		1.46		3.5	0.36	113.68					
5		1.83		4.5	0.37	116.84					
6		2.17		5.5	0.34	107.37					
8		2.88		7	0.36	113.68					
10		3.6		9	0.36	113.68					
12		4.38		11	0.39	123.16					
14		5.13		13	0.38	120					
16		5.76		15	0.32	101.05					
18		6.36		17	0.3	94.74					
20		6.92		19	0.28	88.42					
25		8.36		22.5	0.29	91.58					
30		9.81		27.5	0.29	91.58					
35		11.27		32.5	0.29	91.58					
40		12.94		37.5	0.33	104.21					
45		15.1		42.5	0.43	135.79					
50		16.84		47.5	0.35	110.53					
55		18.54		52.5	0.34	107.37					
60		20		57.5	0.29	91.58	D01				
65		22.21		62.5	0.44	138.95					
70		23.85		67.5	0.33	104.21					
80		27.24		75	0.34	107.37					
90		30.92		85	0.37	116.84					
100		31		95	0.01	3.16					
114		40		107	0.64	202.11	D02				
120		42.1		117	0.35	110.53					
130		45.46		125	0.34	107.37					
140		49.04		135	0.36	113.68					
150		52.64		145	0.36	113.68					
160		56.4		155	0.38	120					

180	63.91	170	0.38	120						
190	67.68	185	0.38	120						
200	71.58	195	0.39	123.16						
210	75.5	205	0.39	123.16						
220	79.2	215	0.37	116.84						
223	80	221.5	0.27	85.26	<b>D04</b>					
235	86.25	229	0.52	164.21						
250	93.4	242.5	0.48	151.58						
260	98.12	255	0.47	148.42						
272	103.6	266	0.46	145.26						
285	109.5	278.5	0.45	142.11						
295	113	290	0.35	110.53						
300	116.1	297.5	0.62	195.79						
310	120	305	0.39	123.16	<b>D06</b>					
330	129.3	320	0.46	145.26						
340	133.7	335	0.44	138.95						
350	138	345	0.43	135.79						
360	145.5	355	0.74	233.68						
375	149.5	367.5	0.27	85.26						
380	151.8	377.5	0.46	145.26						
390	156.9	385	0.5	157.89						
400	161	395	0.42	132.63						
410	165.2	405	0.42	132.63						

**CORRIDA 12 FR 50 40**

**MATÉRIA PRIMA INICIAL: LEITE COM BAIXO TEOR DE GORDURA 11 kg CF8 DF 08**

**MEMBRANA CERÂMICA: U S FILTER**

**DIÂMETRO DO PORO: 0.05 um**

**COMPRIMENTO DA MEMBRANA: 90 cm**

**AREA DE FLUXO PARA O PERMEADO: 0.17 M2**

**PRESSÃO TRANSMEMBRANA : 40 PSI**

**TEMPERATURA DO PRODUTO: 50 C**

**VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO: 20 GPM**

**VELOCIDADE: 5,3 M/S**

**RETENTADO: FRAÇÃO RICA EM CASEÍNA A FC E DIAFILTRADO CICLOS**

**PESO DE RETENTADO :**

**PERMEADO: PROTEÍNA DO SORO**

**PESO DE PERMEADO:**

**EQUIPAMENTO: TANQUE 260 LTS**

TEMPO	PESO	PESO	FC	TEMPO	FLUXO	FLUXO	PRES- SÃO ENTR.	PRES- SÃO SAÍDA	TEM- PERA- TURA C	FLU- XO GPM	PRES- SÃO TRANS.
min	kg	kg		min	kg/min	kg/hm2	PSI	PSI	C	GPM	PSI
0.0	0	0				0	45	35	50	20.5	40
1	0.29	0.29	0.5	0.29	91.58	91.58					
2	0.55	0.55	1.5	0.26	82.11	86.84					

3	0.81	0.81	2.5	0.26	82.11	85.26						
4	1.08	1.08	3.5	0.27	85.26	85.26						
5	1.35	1.35	4.5	0.27	85.26	85.26						
6	1.63	1.63	5.5	0.28	88.42	85.79						
8	2.19	2.19	7	0.28	88.42	86.45						
11	3.06	3.06	9.5	0.29	91.58	87.85						
15	4.24	4.24	13	0.3	94.74	89.26						
23	5.68	5.68	19	0.18	56.84	77.99						
25	7.34	7.04	24	0.68	214.74	88.93						
30	9.18	9.18	27.5	0.43	135.79	96.63						
35	11	11	32.5	0.36	113.68	99.25	D01					
40	1.87	12.87	37.5	0.37	116.84	101.61						
45	3.5	14.5	42.5	0.33	104.21	101.75						
50	5.3	16.3	47.5	0.36	113.68	102.95						
60	8.3	19.3	55	0.3	94.74	101.58						
70	11	22	65	0.27	85.26	99.25	D02					
80	2.96	24.96	75	0.3	94.74	98.53						
90	6.28	28.28	85	0.33	104.21	99.23						
100	9.35	31.35	95	0.31	97.89	99						
107	11	33	103.5	0.24	75.79	97.39	D03					
110	0.74	33.74	108.5	0.25	78.95	96.86						
120	3.3	36.3	115	0.26	82.11	95.53						
130	6.37	39.37	125	0.31	97.89	95.64						
140	9.41	42.41	135	0.3	94.74	95.66						
145	11	44	142.5	0.32	101.05	95.83	D04					
150	1.23	45.23	147.5	0.25	78.95	95.22						
160	5.04	49.04	155	0.38	120	96.79						
170	8.38	52.38	165	0.33	104.21	97.3						
176	11	55	173	0.44	138.95	98.68	D05					
180	1.56	56.56	178	0.39	123.16	99.23						
190	5.73	60.73	185	0.42	132.63	100.94						
200	9.96	64.96	195	0.42	132.63	102.57						
203	11	66	201.5	0.35	110.53	102.67						
210	3.19	69.19	206.5	0.46	145.26	104.05						
220	7.58	73.58	215	0.44	138.95	105.62						
227	11	77	223.5	0.49	154.74	107.12	D07					
230	0.59	77.59	228.5	0.2	63.16	106.53						
240	4.32	81.32	235	0.37	116.84	107						
255	9.46	86.46	247.5	0.34	107.37	107.07						
260	10.58	87.58	257.5	0.22	69.47	106.37						
261	11	88	260.5	0.42	132.63	106.47	D08					

<b>RESUMO DOS RESULTADOS DA CORRIDA 12 FR</b>						
<b>COMPOSIÇÃO 12 FR</b>						
		<b>PROT.</b>		<b>SÓLIDOS</b>		
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>CINZAS%</b>	<b>LACTOSE%</b>
ALIMENTAÇÃO	2.297	0.664	0.166	8.4986	0.7443	4.6273
RETENTADO FC2	4.058	1.148	0.151	10.1143	0.7727	3.9846
RETENTADO FC3	6.131	1.544	0.149	12.7249	1.0929	3.808
RETENTADO FC4	8.326	1.94	0.144	15.7236	1.2851	4.0285
RETENTADO FC5	10.482	2.507	0.144	19.5044	1.6332	4.7382
RETENTADO FC6	11.707	2.731	0.163	21.3237	1.8316	4.8911
RETENTADO D01	9.819	1.908	0.263	18.7708	1.7503	5.0305
RETENTADO D02	9.576	1.799	0.28	18.1072	1.6331	4.8191
RETENTADO D04	9.94	1.499	0.214	16.2111	1.4867	3.0714
RETENTADO D06	10.182	1.455	0.156	14.7957	1.1941	1.8086
RETENTADO D08	12.103	1.477	0.108	15.8479	1.1710	0.9888
PERMEADO FC2	0.204	0.019	0.182	4.5384	0.1068	4.0266
PERMEADO FC3	0.211	0.013	0.173	3.7444	0.0683	3.2791
PERMEADO FC4	0.236	0.013	0.162	3.5915	0.0666	3.1139
PERMEADO FC5	0.211	0.019	0.178	3.8668	0.0619	3.3969
PERMEADO FC6	0.211	0.038	0.165	4.6720	0.0565	4.2015
PERMEADO D01	0.242	0.006	0.164	4.4523	0.4112	3.6291
PERMEADO D02	0.217	0.006	0.156	4.0392	0.3647	3.2955
PERMEADO D04	0.177	0.002	0.122	3.1873	0.2978	2.5886
PERMEADO D06	0.096	0.006	0.06	1.4828	0.1453	1.1756
PERMEADO D08	0.083	0.019	0.034	0.7242	0.0515	0.5368
<b>% DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES 12 FR</b>						
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>PROT. SC</b>	<b>NNP</b>	<b>SÓLIDOS</b>	<b>CINZAS</b>	<b>LACTOSE</b>
	2.297	0.664	0.166	8.4986	0.7443	4.6273
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	0
RETENTADO FC2	76.6652	72.8916	-9.0361	19.0108	3.8157	-13.8893
RETENTADO FC3	166.9134	132.5301	-10.241	49.7288	46.836	-17.7058
RETENTADO FC4	262.4728	192.1687	-13.253	85.0134	72.6589	-12.9406
RETENTADO FC5	356.3343	277.5602	-13.253	129.5007	119.4277	2.3966
RETENTADO FC6	409.6648	311.2952	-1.8072	150.9078	146.0836	5.7009
RETENTADO D01	327.4706	187.3494	58.4337	120.8693	135.1606	8.7135
RETENTADO D02	316.8916	170.9337	68.6747	113.061	119.4142	4.145
RETENTADO D04	332.7384	125.753	28.9157	90.7497	99.7447	-33.6244
RETENTADO D06	343.2738	119.1265	-6.0241	74.0957	60.4326	-60.9146
RETENTADO D08	426.9047	122.4398	-34.9398	86.476	57.329	-78.6312
PERMEADO FC2	-91.1189	-97.1386	9.6386	-46.5989	-85.6577	-12.9817
PERMEADO FC3	-90.8141	-98.0422	4.2169	-55.9416	-90.8236	-29.1358
PERMEADO FC4	-89.7257	-98.0422	-2.4096	-57.7407	-91.0587	-32.7059
PERMEADO FC5	-90.8141	-97.1386	7.2289	-54.5013	-91.6902	-26.59
PERMEADO FC6	-90.8141	-94.2771	-0.6024	-45.0262	-92.409	-9.2019
PERMEADO D01	-89.4645	-99.0964	-1.2048	-47.6114	-44.7535	-21.572
PERMEADO D02	-90.5529	-99.0964	-6.0241	-52.4722	-51.0009	-28.7814
PERMEADO D04	-92.2943	-99.6988	-26.506	-62.4962	-59.996	-44.0581
PERMEADO D06	-95.8206	-99.0964	-63.8554	-82.5524	-80.485	-74.5943

PERMEADO D08	-96.3866	-97.1386	-79.5181	-91.4786	-93.0875	-88.3993
<b>COMPOSIÇÃO EM BASE SECA 12 FR</b>						
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>PROT. SC</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS%</b>	<b>LACTOSE%</b>	
ALIMENTAÇÃO	27.03	7.81	1.95	8.76	54.45	ALI
RETENTADO FC2	40.12	11.35	1.49	7.64	39.4	FC2
RETENTADO FC3	48.18	12.13	1.17	8.59	29.93	FC3
RETENTADO FC4	52.95	12.34	0.92	8.17	25.62	FC4
RETENTADO FC5	53.74	12.85	0.74	8.37	24.29	FC5
RETENTADO FC6	54.9	12.81	0.76	8.59	22.94	FC6
RETENTADO D01	52.31	10.16	1.4	9.32	26.8	D01
RETENTADO D02	52.89	9.94	1.55	9.02	26.61	D02
RETENTADO D04	61.32	9.25	1.32	9.17	18.95	D04
RETENTADO D06	68.82	9.83	1.05	8.07	12.22	D06
RETENTADO D08	76.37	9.32	0.68	7.39	6.24	D08
<b>COEFICIENTE DE REJEIÇÃO 12 FR</b>						
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>PROT. SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>CINZAS %</b>	<b>LACTOSE%</b>
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	0
RETENTADO FC2	0.9497	0.9834	-0.2053	0.5513	0.8618	-0.0105
RETENTADO FC3	0.9656	0.9916	-0.1611	0.7057	0.9375	0.1389
RETENTADO FC4	0.9717	0.9933	-0.125	0.7716	0.9482	0.227
RETENTADO FC5	0.9799	0.9924	-0.2361	0.8017	0.9621	0.2831
RETENTADO FC6	0.982	0.9861	-0.0123	0.7809	0.9692	0.141
<b>RENDIMENTO 12 FR</b>						
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>PROT. SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>CINZAS %</b>	<b>LACTOSE%</b>
ALIMENTAÇÃO	1	1	1	1		1
RETENTADO FC2	0.966	0.989	0.434	0.733	0.909	0.496
RETENTADO FC3	0.963	0.991	0.279	0.724	0.934	0.388
RETENTADO FC4	0.962	0.991	0.21	0.729	0.931	0.342
RETENTADO FC5	0.968	0.988	0.137	0.727	0.941	0.315
RETENTADO FC6	0.968	0.975	0.163	0.675	0.946	0.215
<b>PUREZA 12 FR</b>						
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA%</b>			<b>PUREZA</b>	<b>RENDIMENTO</b>	
ALIMENTAÇÃO	27.03			27.030	1	ALI
RETENTADO FC2	40.12			40.120	0.966	FC2
RETENTADO FC3	48.18			48.180	0.963	FC3
RETENTADO FC4	52.95			52.950	0.962	FC4
RETENTADO FC5	53.74			53.740	0.968	FC5
RETENTADO FC6	54.9			54.900	0.968	FC6

<b>CORRIDA 16 FR 50 40 5.3</b>											
MATÉRIA PRIMA INICIAL: LEITE COM BAIXO TEOR DE GORDURA 174,8 kg											
MEMBRANA CERÂMICA: U S FILTER											
DIÂMETRO DO PORO: 0.05 um											
COMPRIMENTO DA MEMBRANA: 90 cm											
ÁREA DE FLUXO PARA O PERMEADO: 0.17 M2											
PRESSÃO TRANSMEMBRANA : 40 PSI											
TEMPERATURA DO PRODUTO: 50 C											
VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO: 20 GPM											
VELOCIDADE: 5,3 M/S											
RETENTADO: FRAÇÃO RICA EM CASEÍNA A FC E DIAFILTRADO CICLOS											
PESO DE RETENTADO : 29,4 KG											
PERMEADO: PROTEÍNA DO SORO											
PESO DE PERMEADO: 141,84											
EQUIPAMENTO: TANQUE 260 LTS											
TEMPO	PESO	PESO	FC	TEMPO	FLUXO	FLUXO	PRES- SÃO ENTR.	PRES- SÃO SAÍDA	TEM- PERA- TURA	FLU- XO	PRES- SÃO TRANS.
min	kg	kg		MÉDIO min	kg/min	kg/hm2	PSI	PSI	C	GPM	PSI
0.0		0	1				45	35	51	20	40
1		0.4	1.002	0.5	0.4	126.32					
2		0.82	1.005	1.5	0.42	132.63				20	
3		1.26	1.007	2.5	0.44	138.95					
4		1.72	1.01	3.5	0.46	145.26					
5		2.16	1.013	4.5	0.44	138.95					
6		2.61	1.015	5.5	0.45	142.11					
8		3.52	1.021	6	0.45	142.11					
10		4.44	1.026	9	0.46	145.26					
12		5.36	1.032	11	0.46	145.26					
14		6.27	1.037	13	0.45	142.11					
16		7.16	1.043	15	0.45	142.11					
18		8.05	1.048	17	0.45	142.11					
20		8.91	1.054	19	0.43	135.79					
25		11.02	1.067	22.5	0.42	132.63					
30		13.14	1.081	27.5	0.42	132.63					
35		15.26	1.096	32.5	0.42	132.63					
40		17.39	1.11	37.5	0.43	135.79					
55		24.04	1.159	47.5	0.44	138.95					
70		30.07	1.208	62.5	0.4	126.32					
85		36.04	1.26	77.5	0.4	126.32					
100		41.9	1.315	92.5	0.39	123.16					
115		47.65	1.375	107.5	0.38	120					
130		53.33	1.439	122.5	0.38	120					
145		58.96	1.509	137.5	0.38	120					
160		64.53	1.585	152.5	0.37	116.84					
175		70.15	1.67	167.5	0.37	116.84					

190		75.48	1.76	182.5	0.36	113.68					
205		80.54	1.854	197.5	0.34	107.37					
220		85.29	1.953	212.5	0.32	101.05					
225.8		87.4	2	222.9	0.36	113.68					
235		90.69	2.078	230.4	0.36	113.68					
251		96	2.218	243	0.33	104.21					
265		100.26	2.345	258	0.3	94.74					
280		104.62	2.491	272.5	0.29	91.58					
295		109.03	2.658	287.5	0.29	91.58					
310		113.1	2.833	302.5	0.27	85.26					
325		117	3.024	317.5	0.26	82.11					
341		120.92	3.244	333	0.25	78.95					
355		124.16	3.452	348	0.23	72.63					
370		127.44	3.691	362.5	0.22	69.47					
385		130.58	3.953	377.5	0.21	66.32					
388		131.1	4	386.5	0.17	53.68					
400		133.4	4.222	394	0.19	60					
415		136.04	4.51	407.5	0.18	56.84					
430		138.59	4.827	422.5	0.17	53.68					
445		140.85	5.149	437.5	0.15	47.37					
452		141.84	5.303	448.5	0.14	44.21					

**CORRIDA 16 FR-D 50 33 5.5**

MEMBRANE: US FILTER CERAMEN

MATÉRIA PRIMA INICIAL: LEITE COM BAIXO TEOR DE GORDURA 174,8 kg FC 6 NA MEMBRANA

MEMBRANA CERÂMICA: U S FILTER

DIÂMETRO DO PORO: 0.1 um???????

COMPRIMENTO DA MEMBRANA: 90 cm

ÁREA DE FLUXO PARA O PERMEADO: 0.17 M2

PRESSÃO TRANSMEMBRANA : 33 PSI

TEMPERATURA DO PRODUTO: 50 C

VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO: 21 GPM

VELOCIDADE: 5,5 M/S

RETENTADO: FRAÇÃO RICA EM CASEÍNA A FC E DIAFILTRADO CICLOS

PESO DE RETENTADO : 29,4 KG

PERMEADO: PROTEÍNA DO SORO

PESO DE PERMEADO: 141,84

EQUIPAMENTO: TANQUE 260 LTS

TEMPO	PESO	PESO	FC	TEMPO	FLUXO	FLUXO	PRES- SÃO	PRES- SÃO	TEM- PERA- TURA	FLU- XO	PRES- SÃO
min	kg	kg		MÉDIO	kg/min	kg/hm2	ENTR. PSI	SAÍDA PSI	C	GPM	TRANS. PSI
0.0		0	1				39	24	49	21	31.5
1		0.39		0.5	0.39	123.16					
2		0.75		1.5	0.36	113.68	40	26	50	21	33
3		1.12		2.5	0.37	116.84					

4.5		1.66		3.8	0.36	113.68					
5		1.84		4.8	0.36	113.68					
6		2.2		5.5	0.36	113.68					
8		2.94		7	0.37	116.84					
10		3.69		9	0.38	120					
12		4.44		11	0.38	120					
14		5.2		13	0.38	120					
16		5.97		15	0.38	120					
18		6.75		17	0.39	123.16					
20		7.53		19	0.39	123.16					
25		9.44		22.5	0.38	120					
30		11.25		27.5	0.36	113.68					
35		13.11		32.5	0.37	116.84					
41		15.38		38	0.38	120					
45		16.85		43	0.37	116.84					
50		18.75		47.5	0.38	120					
55		20.68		52.5	0.39	123.16					
61		23		58	0.39	123.16					
70		26.55		65.5	0.39	123.16					
78.6		30		74.3	0.4	126.32	<b>FIM D01</b>				
90	4.55	34.55		84.3	0.4	126.32					
100	8.65	38.65		95	0.41	129.47					
120	16.95	46.95		110	0.42	132.63					
130	21.15	51.15		125	0.42	132.63					
140	25.44	55.44		135	0.43	135.79					
151	30	60		145.5	0.41	129.47	<b>FIM D02</b>				
160	4.42	64.42		155.5	0.49	154.74					
170	8.81	68.81		165	0.44	138.95					
180	13.08	73.08		175	0.43	135.79					
190	17.57	77.57		185	0.45	142.11					
200	22.12	82.12		195	0.46	145.26					
213	28.41	88.41		206.5	0.48	151.58					
217	30	90		215	0.4	126.32	<b>FIM D03</b>				
230	6.35	96.35		223.5	0.49	154.74					
240	10.83	100.83		235	0.45	142.11					
250	15.42	105.42		245	0.46	145.26					
260	20.08	110.08		255	0.47	148.42					
270	24.67	114.67		265	0.46	145.26					
281	30	120		275.5	0.48	151.58	<b>FIM D04</b>				
290	3.87	123.87		285.5	0.43	135.79					
300	8.44	128.44		295	0.46	145.26					
310	13.09	133.09		305	0.47	148.42					
320	17.92	137.92		315	0.48	151.58					
330	22.69	142.69		325	0.48	151.58					
346	30	150		338	0.46	145.26	<b>FIM D05</b>				
360	6.12	156.12		353	0.44	138.95					
370	11	161		365	0.49	154.74					
381	16.8	166.8		375.5	0.53	167.37					
390	21.12	171.12		385.5	0.48	151.58					
400	25.56	175.56		395	0.44	138.95					
410	30	180		405	0.44	138.95	<b>FIM D06</b>				

420	4.7	184.7		415	0.47	148.42					
430	9.55	189.55		425	0.49	154.74					
440	14.5	194.5		435	0.49	154.74					
450	19.53	199.53		445	0.5	157.89					
460	23.62	203.62		455	0.41	129.47					
474	30	210		467	0.46	145.26	<b>FIM D07</b>				
490	7.32	217.32		482	0.46	145.26					
500	12.16	222.16		495	0.48	151.58					
510	16.69	226.69		505	0.45	142.11					
520	20.53	230.53		515	0.38	120					
530	24.31	234.31		525	0.38	120					
544	30	240		537	0.41	129.47	<b>FIM D08</b>				
550	2.29	242.29		547	0.38	120					
560	6.63	246.63		555	0.43	135.79					
570	11.15	251.15		565	0.45	142.11					
580	15.81	255.81		575	0.47	148.42					
590	20.49	260.49		585	0.47	148.42					
600	25.22	265.22		595	0.47	148.42					
610	30	270		605	0.48	151.58	<b>FIM D09</b>				
620	3.78	273.78		615	0.38	120					
630	6.9	276.9		625	0.31	97.89					
640	10.01	280.01		635	0.31	97.89					
650	13.65	283.65		645	0.36	113.68					
660	17.5	287.5		655	0.39	123.16					
670	21.45	291.45		665	0.39	123.16					
680	25.63	295.63		675	0.42	132.63					
690	30	300		685	0.44	138.95	<b>FIM D10</b>				
700	4.23	304.23		695	0.42	132.63					
710	8.42	308.42		705	0.42	132.63					
720	12.01	312.01		715	0.36	113.68					
730	15.63	315.63		725	0.36	113.68					
740	19.51	319.51		735	0.39	123.16					
750	23.55	323.55		745	0.4	126.32					
765	30	330		757.5	0.43	135.79	<b>FIM D11</b>				
780	5.8	335.8		772.5	0.39	123.16					
790	9.34	339.34		785	0.35	110.53					
800	12.97	342.97		795	0.36	113.68					
810	16.47	346.47		805	0.35	110.53					
820	20.3	350.3		815	0.38	120					
830	23.06	353.06		825	0.28	88.42					
840	26	356		835	0.29	91.58					
850	28.05	358.05		845	0.21	66.32					
864	30	360		857	0.14	44.21	<b>FIM D12</b>				

<b>RESUMO DOS RESULTADOS DA CORRIDA 16 FR</b>						
<b>COMPOSIÇÃO 16 FR</b>						
		<b>PROT.</b>		<b>SÓLIDOS</b>		
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>CINZAS %</b>	<b>ACTOSE %</b>
ALIMENTAÇÃO	1.5759	0.906	0.2105	8.2586	0.6610	4.905
RETENTADO FC2	3.6685	1.0017	0.1914	10.5440	0.8583	4.824
RETENTADO FC4	7.1966	1.9523	0.2233	15.2675	1.2832	4.612
RETENTADO FC6	9.3339	2.7434	0.2297	18.1789	1.5302	4.342
RETENTADO D01	8.9001	1.9587	0.4338	15.3841	1.2853	2.806
RETENTADO D02	9.1489	1.8119	0.3445	14.3199	1.1699	1.845
RETENTADO D06	10.0485	1.78	0.2552	13.8268	1.1281	0.615
RETENTADO D08	10.5079	1.4865	0.319	14.0213	1.1367	0.571
RETENTADO D10	11.3692	1.4929	0.319	15.0029	1.2170	0.605
RETENTADO D12	13.7744	2.1564	0.1467	18.4174	1.5033	0.837
PERMEADO FC2	0.0064	0.1021	0.1786	5.5548	0.4366	4.831
PERMEADO FC4	0.0191	0.1148	0.185	5.6740	0.4435	4.912
PERMEADO FC6	0.0128	0.1276	0.1914	5.8336	0.4631	5.039
PERMEADO D01	0.0383	0.2042	0.0893	2.2666	0.1815	1.753
PERMEADO D02	0.0064	0.1659	0.0702	1.4847	0.1240	1.118
PERMEADO D06	0.0191	0.0766	0.0383	0.3119	0.0288	0.149
PERMEADO D08	0	0.0702	0.0191	0.1539	0.0051	0.059
PERMEADO D10	0	0.0574	0.0191	0.0951	0.0033	0.015
PERMEADO D12	0.0128	0.0829	0.0383	0.1419	0.0034	0.005
<b>% DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES 16 FR</b>						
		<b>PROT.</b>		<b>SÓLIDOS</b>		
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>CINZAS %</b>	<b>ACTOSE %</b>
ALIMENTAÇÃO	1.5759	0.906	0.2105	8.2586	0.6610	4.905
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	0
RETENTADO FC2	132.788	10.563	-9.074	27.674	29.859	-1.651
RETENTADO FC4	356.666	115.486	6.081	84.868	94.137	-5.973
RETENTADO FC6	492.29	202.804	9.121	120.122	131.515	-11.478
RETENTADO D01	464.763	116.192	106.081	86.281	94.463	-42.793
RETENTADO D02	480.551	99.989	63.658	73.395	77.003	-62.385
RETENTADO D06	537.636	96.468	21.235	67.424	70.679	-87.462
RETENTADO D08	566.787	64.073	51.544	69.779	71.98	-88.359
RETENTADO D10	621.442	64.779	51.544	81.665	84.129	-87.666
RETENTADO D12	774.066	138.013	-30.309	123.01	127.438	-82.936
PERMEADO FC2	-99.594	-88.731	-15.154	-32.739	-33.944	-1.509
PERMEADO FC4	-98.788	-87.329	-12.114	-31.296	-32.907	0.143
PERMEADO FC6	-99.188	-85.916	-9.074	-29.363	-29.942	2.732
PERMEADO D01	-97.57	-77.461	-57.577	-72.555	-72.54	-64.261
PERMEADO D02	-99.594	-81.689	-66.651	-82.023	-81.239	-77.207
PERMEADO D06	-98.788	-91.545	-81.805	-96.224	-95.643	-96.962
PERMEADO D08	-100	-92.252	-90.926	-98.136	-99.228	-98.797
PERMEADO D10	-100	-93.664	-90.926	-98.848	-99.501	-99.694
PERMEADO D12	-99.188	-90.85	-81.805	-98.282	-99.493	-99.898

<b>COMPOSIÇÃO EM BASE SECA 16 FR</b>						
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>PROT. SC</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS%</b>	<b>LACTOSE%</b>	
ALIMENTAÇÃO	19.082	10.97	2.549	8.003	59.393	
RETENTADO FC2	34.792	9.5	1.815	8.14	45.751	
RETENTADO FC4	47.137	12.787	1.463	8.404	30.208	
RETENTADO FC6	51.345	15.091	1.264	8.417	23.885	
RETENTADO D01	57.853	12.732	2.82	8.355	18.24	
RETENTADO D02	63.889	12.653	2.406	8.17	12.884	
RETENTADO D06	72.674	12.874	1.846	8.159	4.448	
RETENTADO D08	74.942	10.602	2.275	8.107	4.072	
RETENTADO D10	75.78	9.951	2.126	8.112	4.033	
RETENTADO D12	74.79	11.708	0.797	8.162	4.545	
PERMEADO FC2	0.115	1.838	3.215	7.86	86.97	
PERMEADO FC4	0.337	2.023	3.261	7.816	86.571	
PERMEADO FC6	0.219	2.187	3.281	7.938	86.379	
PERMEADO D01	1.69	9.009	3.94	8.008	77.341	
PERMEADO D02	0.431	11.174	4.728	8.352	75.304	
PERMEADO D06	6.125	24.563	12.282	9.235	47.779	
PERMEADO D08	0	45.614	12.411	3.314	38.337	
PERMEADO D10	0	60.358	20.084	3.47	15.773	
PERMEADO D12	9.02	58.421	26.991	2.361	3.524	
<b>COEFICIENTE DE REJEIÇÃO 16 FR</b>						
<b>PRODUTO</b>	<b>CASEINA</b>	<b>PROT. SC</b>	<b>NNP</b>	<b>SÓLIDOS</b>	<b>CINZAS</b>	<b>LACTOSE</b>
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	0
RETENTADO FC2	0.998	0.898	0.067	0.473	0.491	-0.001
RETENTADO FC4	0.997	0.941	0.172	0.628	0.654	-0.065
RETENTADO FC6	0.999	0.953	0.167	0.679	0.697	-0.161
RETENTADO D01	0.996	0.896	0.794	0.853	0.859	0.375
RETENTADO D02	0.999	0.908	0.796	0.896	0.894	0.394
RETENTADO D06	0.998	0.957	0.85	0.977	0.974	0.758
RETENTADO D08	1	0.953	0.94	0.989	0.996	0.897
RETENTADO D10	1	0.962	0.94	0.994	0.997	0.975
RETENTADO D12	0.999	0.962	0.739	0.992	0.998	0.994
<b>RENDIMENTO 16 FR</b>						
		<b>PROT.</b>				
	<b>CASEINA</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS %</b>	<b>LACTOSE%</b>	
ALIMENTAÇÃO	1	1	1	1	1	ALI
RETENTADO FC2	0.999	0.932	0.524	0.703	0.5	FC2
RETENTADO FC4	0.996	0.921	0.317	0.619	0.228	FC4
RETENTADO FC6	0.998	0.919	0.225	0.581	0.125	FC6
<b>PUREZA 16 FR</b>						
	<b>CASEINA</b>	<b>CASEINA%</b>		<b>PUREZA</b>	<b>RENDIMENTO</b>	
ALIMENTAÇÃO	19.08	19.08	FEED	19.080	1	ALI
RETENTADO FC2	34.79	34.792	CF2	34.790	0.999	FC2
RETENTADO FC4	47.14	47.137	CF3	47.140	0.996	FC4
RETENTADO FC6	51.35	51.345	CF4	51.350	0.998	FC6

<b>CORRIDA 11 WR 50 82 5,7 PROCESSO #1</b>											
MATÉRIA PRIMA INICIAL: FRAÇÃO RICA EM PROTEÍNA DE SORO 98,9 KG											
MEMBRANA CERÂMICA: RHONE POULENC											
DIÂMETRO DO PORO: 0.01 um											
COMPRIMENTO DA MEMBRANA: 90 cm											
ÁREA DE FLUXO PARA O PERMEADO: 0.17 M2											
PRESSÃO TRANSMEMBRANA : 81,5 PSI											
TEMPERATURA DO PRODUTO: 50 C											
VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO: 18 GPM											
VELOCIDADE: 5,7 M/S											
<b>RETENTADO: PROTEÍNA DO SORO CONCENTRADO A FC E DIAFILTRADO CICLOS</b>											
PESO DE RETENTADO : 16,9KG											
<b>PERMEADO: SOLUÇÃO</b>											
PESO DE PERMEADO: 80,0 KG											
EQUIPAMENTO: TANQUE 110 LTS											
TEMPO	TEMPO	PESO		TEMPO	FLUXO	FLUXO	PRES-	PRES-	TEMPE-		PRES-
ACUMU-	DO PRO-	ACUM.	FC	MÉDIO	kg/min	kg/hm2	SÃO	SÃO	RATURA		SÃO
LADO	CESSO						ENTR.	SAÍDA		FLUXO	TRANS.
min	min	kg		min			PSI	PSI	C	GPM	PSI
0.0		0	1								
1		0.56	1.006	0.5	0.56	210					
2		0.95	1.01	1.5	0.39	146.25					
3		1.25	1.013	2.5	0.3	112.5					
4		1.54	1.016	3.5	0.29	108.75					
5		1.81	1.019	4.5	0.27	101.25					
6		2.07	1.021	5.5	0.26	97.5					
8		2.56	1.027	6	0.26	97.5					
10		3.01	1.031	9	0.22	82.5					
12		3.44	1.036	11	0.22	82.5					
14		3.86	1.041	13	0.21	78.75					
16		4.26	1.045	15	0.2	75					
18		4.66	1.049	17	0.2	75					
20		5.04	1.054	19	0.19	71.25					
25		5.96	1.064	22.5	0.18	67.5					
30		6.84	1.074	27.5	0.18	67.5					
35		7.69	1.084	32.5	0.17	63.75					
40		8.51	1.094	37.5	0.16	60					
45		9.31	1.104	42.5	0.16	60					
50		10.09	1.114	47.5	0.16	60					
56		11	1.125	53	0.15	56.25					
60		11.59	1.133	58	0.15	56.25					
70		13.05	1.152	65	0.15	56.25					
80		14.46	1.171	75	0.14	52.5					
90		15.85	1.191	85	0.14	52.5					
105		17.87	1.221	97.5	0.13	48.75					
122		20.09	1.255	113.5	0.13	48.75					
135		21.74	1.282	128.5	0.13	48.75					
150		23.61	1.314	142.5	0.12	45					
165		25.44	1.346	157.5	0.12	45					
180		27.22	1.38	172.5	0.12	45					
195		28.98	1.414	187.5	0.12	45					
210		30.7	1.45	202.5	0.11	41.25					
225		32.3	1.485	217.5	0.11	41.25					

240		33.95	1.523	232.5	0.11	41.25						
255		35.57	1.562	247.5	0.11	41.25						
270		37.17	1.602	262.5	0.11	41.25						
285		38.72	1.643	277.5	0.1	37.5						
300		40.26	1.687	292.5	0.1	37.5						
315		41.71	1.729	307.5	0.1	37.5						
330		43.11	1.773	322.5	0.09	33.75						
345		44.43	1.816	337.5	0.09	33.75						
360		45.68	1.858	352.5	0.08	30						
375		46.82	1.899	367.5	0.08	30						
390		47.91	1.94	382.5	0.07	26.25						
405		48.86	1.976	397.5	0.06	22.5						
415		49.45	2	410	0.06	22.5						
420		49.72	2.011	417.5	0.05	18.75						
435		50.54	2.045	427.5	0.05	18.75						
450		51.26	2.076	442.5	0.05	18.75						
453		51.5	2.086	451.5	0.08	30						
454	0	51.9	2.104	453.5	0.4	150	<b>INICIO DO PROCESSO # 2</b>					
455	1	52.21	2.118	454.5	0.31	116.25						
456	2	52.51	2.132	455.5	0.3	112.5						
457	3	52.78	2.144	456.5	0.27	101.25						
458	4	53.04	2.157	457.5	0.26	97.5						
459	5	53.3	2.169	458.5	0.26	97.5						
461	7	53.78	2.192	460	0.24	90						
463	9	54.24	2.215	462	0.23	86.25						
465	11	54.68	2.237	464	0.22	82.5						
467	13	55.1	2.258	466	0.21	78.75						
469	15	55.52	2.28	468	0.21	78.75						
471	17	55.93	2.302	470	0.2	75						
473	19	56.34	2.324	472	0.21	78.75						
478	24	57.31	2.378	475.5	0.19	71.25						
483	29	58.24	2.432	480.5	0.19	71.25						
488	34	59.14	2.487	485.5	0.18	67.5						
493	39	60.02	2.544	490.5	0.18	67.5						
498	44	60.88	2.601	495.5	0.17	63.75						
503	49	61.71	2.659	500.5	0.17	63.75						
508	54	62.53	2.719	505.5	0.16	60						
513	59	63.33	2.78	510.5	0.16	60						
523	69	64.78	2.899	518	0.15	56.25						
533	79	66.23	3.027	528	0.15	56.25						
543	89	67.73	3.173	538	0.15	56.25						
558	104	69.98	3.42	550.5	0.15	56.25						
573	119	72.12	3.693	565.5	0.14	52.5						
588	134	74.17	3.999	580.5	0.14	52.5						
603	149	76.17	4.351	595.5	0.13	48.75						
618	164	78.09	4.753	610.5	0.13	48.75						
633	179	80	5.233	625.5	0.13	48.75						
648	194	81.71	5.753	640.5	0.11	41.25						
654	200	82.42	6.001	651	0.12	45						

**DADOS DO PROCESSO # 2 OBTIDOS NAS MESMAS CONDIÇÕES DO PROCESSO # 1**

TEMPO							PRES-	PRES-	TEMPE-		
ACUMU-	PESO	TEMPO	FLUXO	FLUXO	SÃO	SÃO	RATURA			PRES-	
LADO	ACUM.	FC	MÉDIO		ENTR.	SAÍDA	FLUXO		TRANS.		
min	kg		min	kg/min	kg/hm2	PSI	PSI	C	GPM	PSI	

0.0		0									
1		0.4		0.5	0.4	150					
2		0.71		1.5	0.31	116.25					
3		1.01		2.5	0.3	112.5					
4		1.28		3.5	0.27	101.25					
5		1.54		4.5	0.26	97.5					
6		1.8		5.5	0.26	97.5					
8		2.28		7	0.24	90					
10		2.74		9	0.23	86.25					
12		3.18		11	0.22	82.5					
14		3.6		13	0.21	78.75					
16		4.02		15	0.21	78.75					
18		4.43		17	0.21	78.75					
20		4.84		19	0.21	78.75					
25		5.81		22.5	0.19	71.25					
30		6.74		27.5	0.19	71.25					
35		7.64		32.5	0.18	67.5					
40		8.52		37.5	0.18	67.5					
45		9.38		42.5	0.17	63.75					
50		10.21		47.5	0.17	63.75					
55		11.03		52.5	0.16	60					
60		11.83		57.5	0.16	60					
70		13.28		65	0.14	52.5					
80		14.73		75	0.15	56.25					
90		16.23		85	0.15	56.25					
105		18.48		97.5	0.15	56.25					
120		20.62		112.5	0.14	52.5					
135		22.67		127.5	0.14	52.5					
150		24.67		142.5	0.13	48.75					
165		26.59		157.5	0.13	48.75					
180		28.5		172.5	0.13	48.75					
195		30.21		187.5	0.11	41.25					
201		30.92		198	0.12	45					

**DADOS DO PROCESSO DE DIAFILTRAÇÃO**

**OBTIDOS NAS MESMAS CONDIÇÕES DO PROCESSO # 1**

TEMPO						PRES-	PRES-	TEMPE-		PRES-
ACUMU-	PESO		TEMPO	FLUXO	FLUXO	SÃO	SÃO	RATURA		SÃO
LADO	ACUM.	FC	MÉDIO	kg/min	kg/hm2	ENTR.	SAÍDA		FLUXO	TRANS.
min	kg		min			PSI	PSI	C	GPM	PSI
0.0	0	1								
1	0.56		0.5	0.56	210					
2	1.11		1.5	0.55	206.25					
3	1.58		2.5	0.47	176.25					
4	2.02		3.5	0.44	165					
5	2.45		4.5	0.43	161.25					
6	2.86		5.5	0.41	153.75					
8	3.68		7	0.41	153.75					
10	4.46		9	0.39	146.25					
12	5.21		11	0.38	142.5					
14	5.94		13	0.37	138.75					
16	6.66		15	0.36	135					
18	7.38		17	0.36	135					
20	8.07		19	0.35	131.25					

30		11.27		25	0.32	120					
40		14.31		35	0.3	112.5					
44		15.68		42	0.34	127.5	<b>FINAL DA DIAF (D01) 44 MIN.</b>				
50	1.8	17.48		47	0.3	112.5					
60	4.66	20.34		55	0.29	108.75					
70	7.43	23.11		65	0.28	105					
80	10.19	25.87		75	0.28	105					
90	12.91	28.59		85	0.27	101.25					
100	15.56	31.24		95	0.26	97.5	<b>FINAL DA DIAF (D02) 101 MIN.</b>				
110	2.5	33.86		105	0.26	97.5					
120	4.94	36.3		115	0.24	90					
130	7.48	38.84		125	0.25	93.75					
140	10	41.36		135	0.25	93.75					
150	12.59	43.95		145	0.26	97.5					
160	15	46.36		155	0.24	90					
164	15.88	47.24		162	0.22	82.5	<b>FINAL DA DIAF (D03) 164 MIN.</b>				
170	1.49	48.53		167	0.21	78.75					
180	3.97	51.01		175	0.25	93.75					
190	6.44	53.48		185	0.25	93.75					
200	8.87	55.91		195	0.24	90					
210	11.31	58.35		205	0.24	90					
220	13.73	60.77		215	0.24	90					
228	15.68	62.72		224	0.24	90	<b>FINAL DA DIAF (D04) 228 MIN.</b>				
230	0.51	63.23		229	0.25	93.75					
240	2.88	65.6		235	0.24	90					
250	5.26	67.98		245	0.24	90					
260	7.6	70.32		255	0.23	86.25					
270	9.92	72.64		265	0.23	86.25					
280	12.25	74.97		275	0.23	86.25					
290	14.54	77.26		285	0.23	86.25					
296	15.68	78.4		293	0.19	71.25	<b>FINAL DA DIAF (D05) 296 MIN.</b>				
300	0.95	79.35		298	0.24	90					
310	3.21	81.61		305	0.23	86.25					
320	5.44	83.84		315	0.22	82.5					
330	7.61	86.01		325	0.22	82.5					
340	9.62	88.02		335	0.2	75					
352	12.12	90.52		346	0.21	78.75					
360	13.73	92.13		356	0.2	75					
370	15.68	94.08		365	0.2	75	<b>FINAL DA DIAF (D06) 370 MIN.</b>				
380	2.05	96.13		375	0.2	75					
390	3.99	98.07		385	0.19	71.25					
400	5.98	100.06		395	0.2	75					
410	7.91	101.99		405	0.19	71.25					
420	9.82	103.9		415	0.19	71.25					
430	11.74	105.82		425	0.19	71.25					
440	13.59	107.67		435	0.19	71.25					
450	15.3	109.38		445	0.17	63.75	<b>FINAL DA DIAF (D07) 450 MIN.</b>				
460	1.85	111.23		455	0.19	71.25					
470	3.65	113.03		465	0.18	67.5					
480	5.4	114.78		475	0.18	67.5					
490	7.13	116.51		485	0.17	63.75					
500	8.86	118.24		495	0.17	63.75					
510	10.65	120.03		505	0.18	67.5					
520	12.42	121.8		515	0.18	67.5					
536	15.3	124.68		528	0.18	67.5	<b>FINAL DA DIAF (D08) 536 MIN.</b>				

<b>RESUMO DOS RESULTADOS DA CORRIDA 11 WR</b>					
<b>COMPOSIÇÃO 11 WR</b>					
PRODUTO	PROT.		CINZAS%	SÓLIDOS	
	SORO %	NNP %		TOTAIS %	ACTOSE%
ALIMENTAÇÃO	0.188	0.189	0.4441	5.6356	4.8140
RETENTADO FC2	0.286	0.203	0.4527	6.7586	5.8170
RETENTADO FC3	0.327	0.202	0.4551	6.5806	5.5970
RETENTADO FC4	0.413	0.207	0.4574	6.8951	5.8180
RETENTADO FC5	0.486	0.206	0.4694	7.2367	6.0750
RETENTADO FC6	0.561	0.208	0.4730	7.1478	5.9060
RETENTADO D02	0.653	0.216	0.2488	4.8439	3.7260
RETENTADO D04	0.649	0.194	0.1117	2.4390	1.4840
RETENTADO D06	0.639	0.185	0.0708	1.5116	0.6170
RETENTADO D08	0.632	0.144	0.0278	1.0574	0.2540
PERMEADO FC2	0.018	0.179	0.3563	3.6210	3.0680
PERMEADO FC3	0.018	0.176	0.3441	3.8062	3.2680
PERMEADO FC4	0.023	0.163	0.3498	3.8621	3.3260
PERMEADO FC5	0.021	0.161	0.3513	3.8988	3.3660
PERMEADO FC6	0.024	0.162	0.3505	3.9784	3.4420
PERMEADO D02	0.002	0.051	0.1405	1.4594	1.2660
PERMEADO D04	0.013	0.013	0.069	0.7254	0.6300
PERMEADO D06	0.001	0.007	0.0559	0.3859	0.3220
PERMEADO D08	0	0	0.0325	0.1599	0.1270
<b>% DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES 11 WR</b>					
PRODUTO	PROT.		CINZAS%	SÓLIDOS	
	SORO %	NNP %		TOTAIS %	ACTOSE%
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0
RETENTADO FC2	52.128	7.407	1.925	19.927	20.835
RETENTADO FC3	73.936	6.878	2.477	16.769	16.265
RETENTADO FC4	119.681	9.524	2.984	22.349	20.856
RETENTADO FC5	158.511	8.995	5.697	28.411	26.194
RETENTADO FC6	198.404	10.053	6.508	26.833	22.684
RETENTADO D02	247.34	14.286	-43.988	-14.048	-22.601
RETENTADO D04	245.213	2.646	-74.859	-56.722	-69.173
RETENTADO D06	239.894	-2.116	-84.058	-73.178	-87.183
RETENTADO D08	236.17	-23.81	-93.751	-81.237	-94.724
PERMEADO FC2	-90.426	-5.291	-19.77	-35.748	-36.269
PERMEADO FC3	-90.426	-6.878	-22.529	-32.462	-32.115
PERMEADO FC4	-87.766	-13.757	-21.234	-31.469	-30.91
PERMEADO FC5	-88.83	-14.815	-20.896	-30.818	-30.079
PERMEADO FC6	-87.234	-14.286	-21.076	-29.406	-28.5
PERMEADO D02	-98.936	-73.016	-68.363	-74.104	-73.702
PERMEADO D04	-93.085	-93.122	-84.463	-87.128	-86.913
PERMEADO D06	-99.468	-96.296	-87.413	-93.152	-93.311
PERMEADO D08	-100	-100	-92.682	-97.163	-97.362
<b>COMPOSIÇÃO EM BASE SECA 11 WR</b>					
	PROT.				

PRODUTO	SORO %	NNP %	CINZAS%	ACTOSE%	
ALIMENTAÇÃO	3.336	3.354	7.88	85.422	
RETENTADO FC2	4.232	3.004	6.697	86.069	
RETENTADO FC3	4.969	3.07	6.916	85.053	
RETENTADO FC4	5.99	3.002	6.633	84.379	
RETENTADO FC5	6.716	2.847	6.486	83.948	
RETENTADO FC6	7.849	2.91	6.617	82.627	
RETENTADO D02	13.481	4.459	5.135	76.922	
RETENTADO D04	26.61	7.954	4.578	60.846	
RETENTADO D06	42.274	12.239	4.684	40.819	
RETENTADO D08	59.769	13.618	2.624	24.021	
<b>PERMEADO</b>					
PERMEADO FC2	0.497	4.943	9.84	84.729	
PERMEADO FC3	0.473	4.624	9.039	85.861	
PERMEADO FC4	0.596	4.221	9.057	86.119	
PERMEADO FC5	0.539	4.129	9.01	86.334	
PERMEADO FC6	0.603	4.072	8.81	86.518	
PERMEADO D02	0.137	3.495	9.627	86.748	
PERMEADO D04	1.792	1.792	9.512	86.849	
PERMEADO D06	0.259	1.814	14.486	83.441	
PERMEADO D08	0	0	20.325	79.425	
<b>COEFICIENTE DE REJEIÇÃO ( 1- CR/CP ) i 11 WR</b>					
	<b>PROT.</b>				
PRODUTO	SORO %	NNP %	CINZAS%	ACTOSE%	
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	
RETENTADO FC2	0.937	0.118	0.213	0.464	
RETENTADO FC3	0.945	0.129	0.244	0.422	
RETENTADO FC4	0.944	0.213	0.235	0.44	
RETENTADO FC5	0.957	0.218	0.252	0.461	
RETENTADO FC6	0.957	0.221	0.259	0.443	
RETENTADO D02	0.997	0.764			
RETENTADO D04	0.98	0.933			
RETENTADO D06	0.998	0.962			
RETENTADO D08	1	1			
<b>RENDIMENTO 11 WR</b>					
	<b>PROT.</b>		<b>SÓLIDOS</b>		
	SORO %	NNP %	CINZAS %	TOTAIS %	LACTOSE
ALIMENTAÇÃO	1	1	1	1	1
RETENTADO FC2	0.957	0.543	0.58	0.69	0.5
RETENTADO FC3	0.941	0.384	0.436	0.53	0.333
RETENTADO FC4	0.925	0.336	0.346	0.46	0.25
RETENTADO FC5	0.933	0.284	0.3	0.42	0.2
RETENTADO FC6	0.926	0.248	0.265	0.369	0.167
<b>PUREZA 11 WR</b>					
	<b>PROT.</b>	<b>PROT.</b>			
PRODUTO	SORO %	SORO %		PUREZA	RENDIME
ALIMENTAÇÃO	3.336	0.033	FEED	3.336	1
RETENTADO FC2	4.232	0.042	FC2	4.232	0.957
RETENTADO FC3	4.969	0.050	FC3	4.969	0.941
RETENTADO FC4	5.99	0.060	FC4	5.99	0.925
RETENTADO FC5	6.716	0.067	FC5	6.716	0.933
RETENTADO FC6	7.849	0.078	FC6	7.849	0.926



180		28.22	1.506	175	0.11	41.25			
190		29.35	1.537	185	0.11	41.25			
200		30.48	1.57	195	0.11	41.25			
210	fechada	31.6	1.603	205	0.11	41.25			
220	01 min.	32.8	1.641	215	0.12	45			
230		34.07	1.682	225	0.13	48.75			
240		35.31	1.725	235	0.12	45			
250		36.62	1.773	245	0.13	48.75			
260		37.91	1.823	255	0.13	48.75			
270		39.2	1.875	265	0.13	48.75			
280		40.46	1.929	275	0.13	48.75			
290		41.7	1.986	285	0.12	45			
300		42.76	2.037	295	0.11	41.25			
310		43.78	2.089	305	0.1	37.5			
320	fechada	44.72	2.138	315	0.09	33.75			
330	01 min.	45.68	2.192	325	0.1	37.5			
340		46.61	2.247	335	0.09	33.75			
350		47.48	2.3	345	0.09	33.75			
360		48.23	2.348	355	0.08	30			
370		48.87	2.391	365	0.06	22.5			
380	fechada	49.44	2.431	375	0.06	22.5			
390	01 min.	49.9	2.463	385	0.05	18.75			
400		50.27	2.49	395	0.04	15			
410		50.55	2.511	405	0.03	11.25			
420		50.7	2.523	415	0.02	7.5			
430		50.89	2.537	425	0.02	7.5			
440		51.02	2.547	435	0.01	3.75			
450		51.16	2.558	445	0.01	3.75			
460		51.27	2.566	455	0.01	3.75			
470		51.3	2.569	465	0	0			

<b>RESUMO DOS RESULTADOS DA CORRIDA 12 WR</b>					
<b>COMPOSIÇÃO 12 WR</b>					
	PROT.			SÓLIDOS	
PRODUTO	SORO %	NNP %	CINZAS%	TOTAIS %	LACTOSE%
ALIMENTAÇÃO	0.3235	0.1925	0.4269	4.7157	3.7728
RETENTADO FC2	0.5545	0.2045	0.4879	7.0806	5.8337
RETENTADO FC3	0.7775	0.21	0.5199	9.8254	8.318
RETENTADO FC4	0.998	0.239	0.545	10.7283	8.9463
RETENTADO FC5	1.1915	0.253	0.5557	11.658	9.6578
RETENTADO FC6	1.379	0.2765	0.5649	12.5782	10.3578
RETENTADO FC7	1.557	0.291	0.5862	13.2953	10.8611
RETENTADO D01	1.5385	0.2615	0.4086	10.0932	7.8846
RETENTADO D02	1.545	0.2055	0.339	7.9179	5.8284
RETENTADO D03	1.6385	0.196	0.2491	6.7988	4.7152
RETENTADO D04	1.6275	0.2035	0.1803	5.2389	3.2276
RETENTADO D05	1.615	0.2115	0.1259	3.8033	1.8509
PERMEADO FC2	0.053	0.1735	0.401	6.2394	5.6119
PERMEADO FC3	0.062	0.163	0.4157	6.434	5.7933
PERMEADO FC4	0.052	0.1745	0.413	6.652	6.0125
PERMEADO FC5	0.0525	0.1765	0.4134	6.642	5.9996
PERMEADO FC6	0.0475	0.181	0.3982	6.6084	5.9817
PERMEADO FC7	0.049	0.1805	0.4187	6.7872	6.139
PERMEADO D01	0.903	0.172	0.1721	3.6015	2.3544
PERMEADO D02	0.791	0.146	0.1385	3.0455	1.97
PERMEADO D03	0.621	0.114	0.1207	2.4616	1.6059
PERMEADO D04	0.657	0.113	0.1132	2.3047	1.4215
PERMEADO D05	0.4456	0.0925	0.1065	2.01	1.3654
<b>% DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES 12 WR</b>					
	0.3235	0.1925	0.4269	4.7157	3.7728
	PROT. SC	NNP	CINZAS	SÓLIDOS	LACTOSE
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0
RETENTADO FC2	71.41	6.23	14.29	50.15	54.63
RETENTADO FC3	140.34	9.09	21.78	108.36	120.47
RETENTADO FC4	208.5	24.16	27.66	127.5	137.13
RETENTADO FC5	268.32	31.43	30.17	147.22	155.98
RETENTADO FC6	326.28	43.64	32.33	166.73	174.54
RETENTADO FC7	381.3	51.17	37.32	181.94	187.88
RETENTADO D01	375.58	35.84	-4.29	114.03	108.99
RETENTADO D02	377.59	6.75	-20.59	67.91	54.48
RETENTADO D03	406.49	1.82	-41.65	44.17	24.98
RETENTADO D04	403.09	5.71	-57.77	11.09	-14.45
RETENTADO D05	399.23	9.87	-70.51	-19.35	-50.94
<b>COMPOSIÇÃO EM BASE SECA 12 WR</b>					
	PROT.				
PRODUTO	PROT. SC	NNP %	CINZAS%	LACTOSE%	
ALIMENTAÇÃO	6.86	4.08	9.05	80.01	
RETENTADO FC2	7.83	2.89	6.89	82.39	

RETENTADO FC3	7.91	2.14	5.29	84.66		
RETENTADO FC4	9.30	2.23	5.08	83.39		
RETENTADO FC5	10.22	2.17	4.77	82.84		
RETENTADO FC6	10.96	2.20	4.49	82.35		
RETENTADO FC7	11.71	2.19	4.41	81.69		
RETENTADO D01	15.24	2.59	4.05	78.12		
RETENTADO D02	19.51	2.60	4.28	73.61		
RETENTADO D03	24.10	2.88	3.66	69.35		
RETENTADO D04	31.07	3.88	3.44	61.61		
RETENTADO D05	42.46	5.56	3.31	48.67		
<b>RAZÃO DE CONCENTRAÇÃO RET/PER 12 WR</b>						
	<b>PROT.</b>			<b>SÓLIDOS</b>		
<b>PRODUTO</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS %</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>LACTOSE%</b>	
ALIMENTAÇÃO	1	1	1	1	1	
RETENTADO FC2	10.4623	1.1787	1.2167	1.1348	1.0395	
RETENTADO FC3	12.5403	1.2883	1.2507	1.5271	1.4358	
RETENTADO FC4	19.1923	1.3696	1.3196	1.6128	1.488	
RETENTADO FC5	22.6952	1.4334	1.3442	1.7552	1.6097	
RETENTADO FC6	29.0316	1.5276	1.4186	1.9034	1.7316	
RETENTADO FC7	31.7755	1.6122	1.4	1.9589	1.7692	
RETENTADO D01	1.7038	1.5203	2.3742	2.8025	3.3489	
RETENTADO D02	1.9532	1.4075	2.4477	2.5999	2.9586	
RETENTADO D03	2.6385	1.7193	2.0638	2.7619	2.9362	
RETENTADO D04	2.4772	1.8009	1.5928	2.2731	2.2706	
RETENTADO D05	3.6243	2.2865	1.1822	1.8922	1.3556	
<b>COEFICIENTE DE REJEIÇÃO 12 WR</b>						
	<b>PROT.</b>			<b>SÓLIDOS</b>		
<b>PRODUTO</b>	<b>PROT. SC</b>	<b>NNP</b>	<b>CINZAS</b>	<b>SÓLIDOS</b>	<b>LACTOSE</b>	
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	
RETENTADO FC2	0.904	0.152	0.178	0.119	0.038	
RETENTADO FC3	0.92	0.224	0.2	0.345	0.304	
RETENTADO FC4	0.948	0.27	0.242	0.38	0.328	
RETENTADO FC5	0.956	0.302	0.256	0.43	0.379	
RETENTADO FC6	0.966	0.345	0.295	0.475	0.422	
RETENTADO FC7	0.969	0.38	0.286	0.49	0.435	
RETENTADO D01	0.413	0.342	0.579	0.643	0.701	
RETENTADO D02	0.488	0.29	0.591	0.615	0.662	
RETENTADO D03	0.621	0.418	0.515	0.638	0.659	
RETENTADO D04	0.596	0.445	0.372	0.56	0.56	
RETENTADO D05	0.724	0.563	0.154	0.472	0.262	
<b>RENDIMENTO 12 WR</b>						
	<b>PROT.</b>					
<b>PRODUTO</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS %</b>	<b>ACTOSE %</b>	<b>PUREZA</b>	<b>RENDIME</b>
ALIMENTAÇÃO	1	1	1	1	6.86	1
RETENTADO FC2	0.936	0.556	0.566	0.543	7.83	0.936
RETENTADO FC3	0.916	0.426	0.415	0.487	7.91	0.916
RETENTADO FC4	0.93	0.363	0.35	0.423	9.30	0.93
RETENTADO FC5	0.932	0.325	0.302	0.4	10.22	0.932
RETENTADO FC6	0.941	0.309	0.283	0.39	10.96	0.941
RETENTADO FC7	0.941	0.299	0.249	0.371	11.71	0.941

<b>RESUMO DOS RESULTADOS DA CORRIDA 14 WR</b>					
<b>COMPOSIÇÃO 14 WR</b>					
	<b>PROT.</b>			<b>SÓLIDOS</b>	
<b>PRODUTO</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS%</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>LACTOSE%</b>
ALIMENTAÇÃO	0.3235	0.1925	0.4269	4.7157	3.7728
RETENTADO FC2	0.5545	0.2045	0.4879	7.0806	5.8337
RETENTADO FC3	0.7775	0.21	0.5199	9.8254	8.318
RETENTADO FC4	0.998	0.239	0.545	10.7283	8.9463
RETENTADO FC5	1.1915	0.253	0.5557	11.658	9.6578
RETENTADO FC6	1.379	0.2765	0.5649	12.5782	10.3578
RETENTADO FC7	1.557	0.291	0.5862	13.2953	10.8611
RETENTADO D01	1.5385	0.2615	0.4086	10.0932	7.8846
RETENTADO D02	1.545	0.2055	0.339	7.9179	5.8284
RETENTADO D03	1.6385	0.196	0.2491	6.7988	4.7152
RETENTADO D04	1.6275	0.2035	0.1803	5.2389	3.2276
RETENTADO D05	1.615	0.2115	0.1259	3.8033	1.8509
PERMEADO FC2	0.053	0.1735	0.401	6.2394	5.6119
PERMEADO FC3	0.062	0.163	0.4157	6.434	5.7933
PERMEADO FC4	0.052	0.1745	0.413	6.652	6.0125
PERMEADO FC5	0.0525	0.1765	0.4134	6.642	5.9996
PERMEADO FC6	0.0475	0.181	0.3982	6.6084	5.9817
PERMEADO FC7	0.049	0.1805	0.4187	6.7872	6.139
PERMEADO D01	0.903	0.172	0.1721	3.6015	2.3544
PERMEADO D02	0.791	0.146	0.1385	3.0455	1.97
PERMEADO D03	0.621	0.114	0.1207	2.4616	1.6059
PERMEADO D04	0.657	0.113	0.1132	2.3047	1.4215
PERMEADO D05	0.4456	0.0925	0.1065	2.01	1.3654
<b>% DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES 14 WR</b>					
	0.3235	0.1925	0.4269	4.7157	3.7728
	<b>PROT.</b>			<b>SÓLIDOS</b>	
	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS%</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>LACTOSE%</b>
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0
RETENTADO FC2	71.41	6.23	14.29	50.15	54.63
RETENTADO FC3	140.34	9.09	21.78	108.36	120.47
RETENTADO FC4	208.5	24.16	27.66	127.5	137.13
RETENTADO FC5	268.32	31.43	30.17	147.22	155.98
RETENTADO FC6	326.28	43.64	32.33	166.73	174.54
RETENTADO FC7	381.3	51.17	37.32	181.94	187.88
RETENTADO D01	375.58	35.84	-4.29	114.03	108.99
RETENTADO D02	377.59	6.75	-20.59	67.91	54.48
RETENTADO D03	406.49	1.82	-41.65	44.17	24.98
RETENTADO D04	403.09	5.71	-57.77	11.09	-14.45
RETENTADO D05	399.23	9.87	-70.51	-19.35	-50.94
<b>COMPOSIÇÃO EM BASE SECA 14 WR</b>					
	<b>PROT.</b>			<b>SÓLIDOS</b>	
<b>PRODUTO</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS%</b>	<b>LACTOSE%</b>	
ALIMENTAÇÃO	6.86	4.08	9.05	80.01	
RETENTADO FC2	7.83	2.89	6.89	82.39	
RETENTADO FC3	7.91	2.14	5.29	84.66	
RETENTADO FC4	9.30	2.23	5.08	83.39	

RETENTADO FC5	10.22	2.17	4.77	82.84	
RETENTADO FC6	10.96	2.20	4.49	82.35	
RETENTADO FC7	11.71	2.19	4.41	81.69	
RETENTADO D01	15.24	2.59	4.05	78.12	
RETENTADO D02	19.51	2.60	4.28	73.61	
RETENTADO D03	24.10	2.88	3.66	69.35	
RETENTADO D04	31.07	3.88	3.44	61.61	
RETENTADO D05	42.46	5.56	3.31	48.67	
<b>RAZÃO DE CONCENTRAÇÃO RET/PER 14 WR</b>					
	<b>PROT.</b>			<b>SÓLIDOS</b>	
<b>PRODUTO</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS %</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>LACTOSE%</b>
ALIMENTAÇÃO	1	1	1	1	1
RETENTADO FC2	10.4623	1.1787	1.2167	1.1348	1.0395
RETENTADO FC3	12.5403	1.2883	1.2507	1.5271	1.4358
RETENTADO FC4	19.1923	1.3696	1.3196	1.6128	1.488
RETENTADO FC5	22.6952	1.4334	1.3442	1.7552	1.6097
RETENTADO FC6	29.0316	1.5276	1.4186	1.9034	1.7316
RETENTADO FC7	31.7755	1.6122	1.4	1.9589	1.7692
RETENTADO D01	1.7038	1.5203	2.3742	2.8025	3.3489
RETENTADO D02	1.9532	1.4075	2.4477	2.5999	2.9586
RETENTADO D03	2.6385	1.7193	2.0638	2.7619	2.9362
RETENTADO D04	2.4772	1.8009	1.5928	2.2731	2.2706
RETENTADO D05	3.6243	2.2865	1.1822	1.8922	1.3556
<b>COEFICIENTE DE REJEIÇÃO ( 1- CR/CP ) i 14 WR</b>					
	<b>PROT.</b>			<b>SÓLIDOS</b>	
<b>PRODUTO</b>	<b>SORO %</b>	<b>NNP %</b>	<b>CINZAS%</b>	<b>TOTAIS %</b>	<b>LACTOSE%</b>
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0
RETENTADO FC2	0.904	0.152	0.178	0.119	0.038
RETENTADO FC3	0.92	0.224	0.2	0.345	0.304
RETENTADO FC4	0.948	0.27	0.242	0.38	0.328
RETENTADO FC5	0.956	0.302	0.256	0.43	0.379
RETENTADO FC6	0.966	0.345	0.295	0.475	0.422
RETENTADO FC7	0.969	0.38	0.286	0.49	0.435
RETENTADO D01	0.413	0.342	0.579	0.643	0.701
RETENTADO D02	0.488	0.29	0.591	0.615	0.662
RETENTADO D03	0.621	0.418	0.515	0.638	0.659
RETENTADO D04	0.596	0.445	0.372	0.56	0.56
RETENTADO D05	0.724	0.563	0.154	0.472	0.262

<b>RESUMO DOS RESULTADOS DA CORRIDA 18 WR</b>						
<b>COMPOSIÇÃO 18 WR</b>						
	PROT.			SÓLIDOS		
PRODUTO	SORO %	NNP %	CINZAS%	TOTAIS %	LACTOSE%	
ALIMENTAÇÃO	0.131	0.189	0.4396	5.2347	4.4756	
RETENTADO FC2	0.233	0.188	0.4349	5.2990	4.4441	
RETENTADO FC4	0.420	0.197	0.4695	5.7809	4.6950	
RETENTADO FC6	0.581	0.195	0.4938	6.0878	4.8185	
PERMEADO FC2	0.012	0.170	0.3933	4.5885	4.0142	
PERMEADO FC4	0.018	0.169	0.3886	4.6342	4.0586	
PERMEADO FC6	0.020	0.169	0.3992	4.6995	4.1114	
<b>% DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES 18 WR</b>						
ALIMENTAÇÃO	0.131	0.189	0.4396	5.2347	4.4756	
	PROT.			SÓLIDOS		
	SORO %	NNP %	CINZAS%	TOTAIS %	LACTOSE%	
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	FEED
RETENTADO FC2	78.16	-0.79	-1.06	1.23	-0.7	CF2
RETENTADO FC4	221.84	3.97	6.8	10.44	4.9	CF4
RETENTADO FC6	345.21	2.91	12.34	16.3	7.66	CF6
<b>COMPOSIÇÃO EM BASE SECA 18 WR</b>						
	PROT.			SÓLIDOS		
PRODUTO	SORO %	NNP %	CINZAS%	ACTOSE%		
ALIMENTAÇÃO	2.49	3.61	8.40	85.50		FEED
RETENTADO FC2	4.39	3.54	8.21	83.87		CF2
RETENTADO FC4	7.27	3.40	8.12	81.22		CF4
RETENTADO FC6	9.54	3.19	8.11	79.15		CF6
<b>COEFICIENTE DE REJEIÇÃO ( 1- CR/CP ) i 18 WR</b>						
	PROT.			SÓLIDOS		
PRODUTO	SORO %	NNP %	CINZAS%	TOTAIS %	LACTOSE%	
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	FEED
RETENTADO FC2	0.951	0.096	0.096	0.134	0.097	CF2
RETENTADO FC4	0.957	0.14	0.172	0.198	0.136	CF4
RETENTADO FC6	0.966	0.131	0.192	0.228	0.147	CF6
<b>RENDIMENTO 18 WR</b>						
	PROT.			SÓLIDOS		
	SORO %	NNP %	CINZAS %	TOTAIS %	LACTOSE%	
ALIMENTAÇÃO	1	1	1	1	1	
RETENTADO FC2	0.967	0.534	0.534	0.549	0.535	
RETENTADO FC4	0.942	0.304	0.317	0.329	0.302	
RETENTADO FC6	0.941	0.211	0.235	0.251	0.217	
<b>PUREZA 18 WR</b>						
	PROT.			SÓLIDOS		
PRODUTO	SORO %			PUREZA	RENDIMENTO	
ALIMENTAÇÃO	2.49	2.493	FEED	2.49	1	
RETENTADO FC2	4.39	4.388	CF2	4.39	0.967	
RETENTADO FC4	7.27	7.265	CF4	7.27	0.942	
RETENTADO FC6	9.54	9.544	CF6	9.54	0.941	

**RESUMO DOS RESULTADOS DA CORRIDA 19 WR****COMPOSIÇÃO 19 WR**

PRODUTO	PROT.			SÓLIDOS	
	SORO %	NNP %	CINZAS%	TOTAIS %	LACTOSE%
ALIMENTAÇÃO	0.150	0.161	0.3917	4.6828	3.981
RETENTADO FC2	0.237	0.178	0.3985	4.9769	4.164
RETENTADO FC4	0.415	0.188	0.4175	5.4156	4.396
RETENTADO FC6	0.564	0.188	0.4394	5.6678	4.476
PERMEADO FC2	0.013	0.161	0.3423	4.2636	3.745
PERMEADO FC4	0.016	0.161	0.3429	4.3771	3.855
PERMEADO FC6	0.018	0.161	0.3476	4.3574	ERR

**% DE VARIAÇÃO DOS COMPONENTES 19 WR**

PRODUTO	PROT.			SÓLIDOS		
	SORO %	NNP %	CINZAS%	TOTAIS %	LACTOSE%	
ALIMENTAÇÃO	0.150	0.161	0.3917	4.6828	3.981	
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0.01	FEED
RETENTADO FC2	58.19	10.56	1.75	6.28	4.59	FC2
RETENTADO FC4	177.26	16.46	6.6	15.65	10.43	FC4
RETENTADO FC6	277.26	16.77	12.19	21.03	12.44	FC6

**COMPOSIÇÃO EM BASE SECA 19 WR**

PRODUTO	PROT.			LACTOSE%	
	SORO %	NNP %	CINZAS%		
ALIMENTAÇÃO	3.19	3.44	8.36	85.01	FEED
RETENTADO FC2	4.75	3.58	8.01	83.67	FC2
RETENTADO FC4	7.65	3.46	7.71	81.18	FC4
RETENTADO FC6	9.95	3.32	7.75	78.98	FC6

**COEFICIENTE DE REJEIÇÃO ( 1- CR/CP ) i 19 WR**

PRODUTO	PROT.			LACTOSE%		
	SORO %	NNP %	CINZAS%			
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	FEED
RETENTADO FC2	0.945	0.096	0.141	0.143	0.101	FC2
RETENTADO FC4	0.961	0.144	0.179	0.192	0.123	FC4
RETENTADO FC6	0.968	0.144	0.209	0.231	ERR	FC6

**RENDIMENTO 19 WR**

PRODUTO	PROT.			SÓLIDOS		
	SORO %	NNP %	CINZAS%	TOTAIS %	LACTOSE%	
ALIMENTAÇÃO	1	1	1	1	1	FEED
RETENTADO FC2	0.963	0.534	0.551	0.552	0.536	FC2
RETENTADO FC4	0.947	0.305	0.32	0.326	0.296	FC4
RETENTADO FC6	0.944	0.216	0.242	0.252	ERR	FC6

**PUREZA 19 WR**

PRODUTO	PROT.			PUREZA RENDIMENTO	
	SORO %				
ALIMENTAÇÃO	3.19	0.032	FEED	3.19	1
RETENTADO FC2	4.75	0.048	CF2	4.75	0.963
RETENTADO FC4	7.65	0.077	CF4	7.65	0.947
RETENTADO FC6	9.95	0.100	CF6	9.95	0.944

<b>RESUMO DOS RESULTADOS DA CORRIDA 20 WR-D</b>						
<b>% DE VARIAÇÃO DA COMPOSIÇÃO CORRIDA 20 WR-D 50 79 4.8</b>						
	<b>PROT. SOR</b>	<b>NPN</b>	<b>CINZAS</b>	<b>ÓLIDOS</b>	<b>LACTOSE</b>	
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0	0	ALI
RETENTADO FC2	67.143	4.571	1.736	6.279	4.653	FC2
RETENTADO FC4	197.857	9.714	6.587	15.648	10.387	FC4
RETENTADO FC6	309.286	9.143	12.178	21.034	12.274	FC6
RETENTADO D01	295.714	3.429	-5.285	-6.787	-18.033	D01
RETENTADO D02	317.857	-47.714	-35.92	-36.683	-48.742	D02
RETENTADO D04	266.429	-58.286	-60.939	-64.252	-76.484	D04
RETENTADO D08	224.286	-68.571	-80.597	-82.916	-94.593	D08
RETENTADO D10	243.571	-78.857	-84.172	-85.756	-97.812	D10
RETENTADO D12	289.643	-60	-84.81	-73.99	-96.529	D12
<b>COMPOSIÇÃO EM BASE SECA</b>						
	<b>PROT. SOR</b>	<b>NPN</b>	<b>CINZAS</b>	<b>LACTOSE</b>		
ALIMENTAÇÃO	2.99	3.737	8.364	84.906		ALI
RETENTADO FC2	4.702	3.677	8.007	83.607		FC2
RETENTADO FC4	7.7	3.545	7.709	81.044		FC4
RETENTADO FC6	10.11	3.37	7.753	78.761		FC6
RETENTADO D01	12.692	4.147	8.499	74.662		D01
RETENTADO D02	19.73	3.086	8.465	68.735		D02
RETENTADO D04	30.645	4.361	9.14	55.854		D04
RETENTADO D08	56.75	6.875	9.5	26.875		D08
RETENTADO D10	72.114	5.547	9.295	13.043		D10
RETENTADO D12	78.079	5.747	4.885	11.33		D12
<b>COEFICIENTE DE REJEIÇÃO 20 WR-D</b>						
	<b>PROT. SOR</b>	<b>NPN</b>	<b>CINZAS</b>	<b>LACTOSE</b>		
ALIMENTAÇÃO	0	0	0	0		
RETENTADO FC2	0.949	0.503	0.141	0.143		
RETENTADO FC4	0.959	0.76	0.179	0.192		
RETENTADO FC6	0.967	0.806	0.209	0.231		
RETENTADO D01	0.989	0.608	0.498	0.531		
RETENTADO D02	1	0.557	0.546	0.591		
RETENTADO D04	1	0.568	0.633	0.337		
RETENTADO D08	1	0.673	0.643	0.841		
RETENTADO D10	1	1	0.645	0.906		
RETENTADO D12	1	1	0.714	0.964		
<b>PUREZA E RENDIMENTO</b>						
			<b>PUREZA</b>	<b>RENDIMENTO</b>		
ALIMENTAÇÃO			2.99	1		ALI
RETENTADO FC2			4.702	0.965		FC2
RETENTADO FC4			7.7	0.945		FC4
RETENTADO FC6			10.11	0.943		FC6