

Mestrado Integrado em Engenharia Química

Análise e Optimização do sector de Recuperação

Tese de Mestrado

desenvolvida no âmbito da disciplina de

Dissertação em Ambiente Empresarial

Silvânia Ferreira



Universidade do Porto
Faculdade de Engenharia

FEUP

Departamento de Engenharia Química

Orientador na FEUP: **Fernando Rocha**

Orientador na empresa: **José Manuel Chorão**

Março de 2010

Agradecimentos

Gostaria de em primeiro lugar agradecer à Eng.^a Amélia Ferraz, ao Dr. José Chorão e ao Professor Alberto Rocha por me terem proporcionado este estágio. Ao Dr. José Chorão quero ainda agradecer o apoio prestado durante o estágio.

Quero também agradecer aos operadores da secção da Recuperação pelo apoio técnico, mas também aos restantes operadores pela ajuda prestada, muitas vezes, na recolha de amostras.

Quero ainda agradecer aos analistas do LCP com quem aprendi todos os procedimentos laboratoriais de controlo de processos necessários para a presente dissertação.

Resumo

No âmbito deste projecto estudou-se o sector da recuperação que é o sector onde se extrai a maior quantidade possível de açúcar de xaropes provenientes de outros sectores pertencentes à refinaria; neste sector predominam principalmente dois processos: a cristalização e a centrifugação.

Primeiramente fizeram-se balanços de massa de modo a poder determinar as quantidades de água, massa e xaropes para cada um destes processos.

Depois de recolhidos todos estes parâmetros seguiu-se para a simulação computacional dos esquemas processuais empregues na refinaria (o Double-Einwurf e a variante do Single-Einwurf), podendo assim delinear o sector da recuperação e determinar os consumos.

Por fim foi possível estudar um modo de otimizar a recirculação de xaropes de 2ª e 3ª recuperação em cada um destes esquemas.

Palavras-chave: Cristalização, Centrifugação, Double-Einwurf, Single-Einwurf e Simulação Computacional

Abstract

In this project, the Recovery House which is the sector where is recovered the greatest possible amount of sugar of syrups from others sectors belonging to the refinery was studied. In this sector two main processes predominate: crystallization and centrifugation.

First, mass balances in order to determine the amounts of water, massecurites and syrups in each of these processes were made.

Once all these parameters were collected, it was done the simulation of process schemes employed in the refinery (the Double-Einwurf and the variant of the Single-Einwurf). They are able to simulate the section of recovery and determine the intakes.

Finally, a way to optimize the recirculation of the syrups of the 2nd and 3rd recovery in each of these schemes was studied.

Índice

1	Introdução.....	1
1.1	Enquadramento e Apresentação do Projecto.....	1
1.2	Contributos do Trabalho.....	2
1.3	Organização da Tese	2
2	Estado da Arte	3
2.2.1	Cristalização	6
2.2.2	Centrifugação.....	9
2.3	Esquemas de cozedura.....	10
2.3.1	Double Einwurf	10
2.3.2	Variante do esquema Single Einwurf	12
3	Descrição Técnica e Discussão dos Resultados	14
3.1	Cristalização	14
3.2	Centrifugação.....	20
3.3	Simulação Computacional dos Esquemas Processuais.....	34
4	Conclusões	44
5	Avaliação do trabalho realizado.....	46
5.1	Realizados	46
5.2	Outros Trabalhos.....	46
5.3	Limitações e Trabalho Futuro	46
5.4	Apreciação final	46
	Referências	47
	Anexo 1 Dedução de expressão	48
	Anexo 2 Dados usados no ajuste do rendimento de centrifugação	49
	Anexo 3 Dados da Simulação Computacional	50

Índice de Figuras

<i>Figura 1 - Fluxograma geral do processo de refinação de açúcar na RAR.</i>	3
<i>Figura 2 - Sector da Recuperação da Refinaria</i>	6
<i>Figura 3 - Representação gráfica da cozedura de 1ª recuperação.</i>	7
<i>Figura 4 - Tachos de vácuo.</i>	8
<i>Figura 5 - Cristalizadores horizontais</i>	8
<i>Figura 6 - Centrifuga contínua.</i>	9
<i>Figura 7 - Diagrama de processo referente ao esquema Double Einwurf</i>	10
<i>Figura 8 - Variante do esquema Single Einwurf.</i>	12
<i>Figura 9 - Sistema de controlo da centrifugação.</i>	20
<i>Figura 10 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massa cozida</i>	28
<i>Figura 11 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 1ª recuperação e respectivo ajuste.</i>	29
<i>Figura 12 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 2ª recuperação com pé-de-cozedura e respectivo ajuste.</i>	30
<i>Figura 13 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 2ª recuperação com sementeira e respectivo ajuste</i>	31
<i>Figura 14 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 3ª recuperação com sementeira e respectivo ajuste</i>	32
<i>Figura 15 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 3ª recuperação a partir de uma 2ª de sementeira e respectivo ajuste</i>	33
<i>Figura 16 - Resultados obtidos na simulação do esquema Double-Einwurf (dados em toneladas)</i>	35
<i>Figura 17 - Resultados obtidos na simulação da variante do esquema Single-Einwurf (dados em toneladas)</i>	36
<i>Figura 18 - Resultados da simulação do esquema Double-Einwurf para diferentes % de recirculação de xarope de 2ª: a) 0% rec.x2ª; b) 10% rec.x2ª; c) 20% rec.x2ª; d) 30% rec.x2ª; e) 40% rec.x2ª</i>	38
<i>Figura 19 - Resultados da simulação do esquema Double-Einwurf para diferentes % de recirculação de xarope de 3ª: a) 0% rec.x3ª; b) 10% rec.x3ª; c) 20% rec.x3ª; d) 30% rec.x3ª</i>	39
<i>Figura 20 - Resultados da simulação do esquema Double-Einwurf para diferentes % de recirculação de xaropes de 2ª e de 3ª: a) 0% rec.x2ª e 0% rec.x3ª; b) 10% rec.x2ª e 10% rec.x3ª</i>	40
<i>Figura 21 - Resultados da simulação do esquema Double-Einwurf para diferentes % de recirculação de xarope de 2ª no caso de não existir separação de xaropes de 1ª: a) 0% rec.x2ª; b) 10% rec.x2ª; c) 20% rec.x2ª; d) 30% rec.x2ª</i>	41

Figura 22 - Resultados da simulação da variante do esquema Single-Einwurf para diferentes % de recirculação de xarope de 2^a: a) 0% rec.x2^a; b) 10% rec.x2^a; c) 20% rec.x2^a; d) 30% rec.x2^a; e) 40% rec.x2^a..... 42

Índice de Tabelas

<i>Tabela 1 - Dados relativos à alimentação de xarope de refinação e água na pré-primeira recuperação</i>	15
<i>Tabela 2 - Dados recolhidos da massa cozida de pré-primeira recuperação</i>	16
<i>Tabela 3 - Dados relativos à alimentação de xarope de afinação e de água na primeira recuperação</i>	16
<i>Tabela 4 - Dados relativos à alimentação de pé-de-cozedura na primeira recuperação</i>	16
<i>Tabela 5 - Dados recolhidos das massas cozidas de primeira recuperação</i>	16
<i>Tabela 6 - Dados relativos à alimentação de água e de xaropes do depósito 10 e 11 na segunda recuperação</i>	17
<i>Tabela 7 - Dados recolhidos relativos à alimentação de pé-de-cozedura na segunda recuperação</i>	17
<i>Tabela 8 - Dados recolhidos das massas cozidas de segunda recuperação</i>	17
<i>Tabela 9 - Dados relativos à alimentação de xaropes do depósito 10 e 11 da segunda recuperação</i>	18
<i>Tabela 10 - Dados recolhidos das massas cozidas de segunda recuperação</i>	18
<i>Tabela 11 - Dados recolhidos relativos à alimentação de xaropes do depósito 10, 11 e 12 da terceira recuperação</i>	18
<i>Tabela 12 - Dados recolhidos das massas cozidas da terceira recuperação</i>	19
<i>Tabela 13 - Dados referentes à centrifugação de massas cozidas de pré-primeira recuperação e respectiva água de lavagem</i>	21
<i>Tabela 14 - Dados recolhidos do xarope de afinação produzido na pré-primeira recuperação</i>	21
<i>Tabela 15 - Dados referentes ao açúcar produzido na pré-primeira recuperação</i>	21
<i>Tabela 16 - Dados recolhidos na centrifugação de massas cozidas de primeira recuperação e respectiva água de lavagem</i>	22
<i>Tabela 17 - Dados recolhidos do xarope rico produzido na primeira recuperação</i>	22
<i>Tabela 18 - Dados recolhidos do xarope pobre produzido na primeira recuperação</i>	22
<i>Tabela 19 - Dados recolhidos relativamente à água de lavagem e açúcar produzido na primeira recuperação</i>	23
<i>Tabela 20 - Dados recolhidos relativamente à primeira recuperação para uma massa de água de 0.8 ton</i>	23
<i>Tabela 21 - Dados recolhidos na centrifugação de massas cozidas de segunda recuperação e respectiva água de lavagem</i>	23
<i>Tabela 22 - Dados recolhidos do xarope produzido na segunda recuperação</i>	24
<i>Tabela 23 - Dados recolhidos relativamente açúcar produzido na segunda recuperação</i>	24
<i>Tabela 24 - Dados recolhidos relativamente ao pé-de-cozedura de 1ª recuperação</i>	24

Tabela 25 - Dados recolhidos relativamente ao xarope de afinação adicionado ao pé-de-cozedura	25
Tabela 26 - Dados recolhidos na centrifugação de massas cozidas de terceira recuperação e respectiva água de lavagem.....	25
Tabela 27 - Dados recolhidos do xarope produzido na terceira recuperação	25
Tabela 28 - Dados recolhidos relativamente à água de lavagem e açúcar produzido na terceira recuperação.....	25
Tabela 29 - Dados recolhidos relativamente ao pé-de-cozedura de 1ª recuperação para uma massa de água de 0.1 ton	26
Tabela 30 - Dados recolhidos na centrifugação de massas cozidas de terceira recuperação e respectiva água de lavagem	26
Tabela 31 - Dados recolhidos do xarope produzido na terceira recuperação	26
Tabela 32 - Dados recolhidos relativamente à água de lavagem e açúcar produzido na terceira recuperação.....	26
Tabela 33 - Dados recolhidos relativamente ao pé-de-cozedura de 1ª recuperação.....	27
Tabela 34 - Dados recolhidos relativamente ao xarope de 1ª recuperação adicionado ao pé-de-cozedura	27
Tabela 35 - Rendimentos de centrifugação.....	27
Tabela 36 - Parâmetros obtidos do ajuste	29
Tabela 37 - Parâmetros obtidos do ajuste	30
Tabela 38 - Parâmetros obtidos do ajuste	31
Tabela 39 - Parâmetros obtidos do ajuste	32
Tabela 40 - Parâmetros obtidos do ajuste	33
Tabela 41 - Condições utilizadas na simulação do esquema Double-Einwurf	34
Tabela 42 - Condições utilizadas na simulação da variante do esquema Single-Einwurf.....	34
Tabela 43 - Dados utilizados no ajuste do rendimento.....	49
Tabela 44 - Dados utilizados na simulação do esquema Double-Einwurf.....	50
Tabela 45 - Dados utilizados na simulação da variante do esquema Single-Einwurf.....	50

Notação e Glossário

M	massa	ton
MS	matéria seca	ton
Sc	sacarose	ton
Brix	percentagem de sólidos dissolvidos	%
Pur	percentagem de sacarose	%
ω_c	conteúdo cristalino	%
V	volume	m ³
CY	rendimento de centrifugação	%
J	pureza da massa cozida	%
M	pureza do xarope	%
S	pureza do açúcar	%
\dot{M}	caudal mássico	ton/hr
\dot{M}_S	caudal mássico de matéria seca	ton/hr
\dot{S}_c	caudal mássico de sacarose	ton/hr
C	parâmetro de custo/venda	€/ton
L	lucros	€
\underline{L}	lucros normalizados	

Letras gregas

ρ	densidade	kg/m ³
η	rendimento de centrifugação	%

Subscritos

MC	massa cozida
X	xarope
W	água
A	açúcar
C	cristais de sacarose
P	pé-de-cozedura
sol	solução
tot	total
Vap	vapor
X_{AF}	xarope de afinação
A_{rec}	açúcar recuperado
Mel	melaço

Lista de Siglas

RAR	Refinarias de Açúcar Reunidas
LCP	Laboratório de Controlo de Processos
VBA	Visual Basic for Applications

1 Introdução

1.1 Enquadramento e Apresentação do Projecto

Um dos sectores pertencentes à refinaria de açúcar, RAR, é o da recuperação, no qual se faz o reaproveitamento do açúcar dos xaropes de Afinação, Refinação rejeitados e águas doces. O processo de recuperação pode resumir-se a uma série de cozeduras em que se vai obtendo um açúcar e um xarope de pureza decrescente até se alcançar uma solução final, o melaço, do qual já não é economicamente viável extrair mais sacarose. Este processo divide-se em quatro etapas: pré-primeira recuperação; primeira recuperação; segunda recuperação; terceira recuperação.

O processo de recuperação foi desenhado de modo a ser possível proceder-se a uma maior separação de açúcar das impurezas presentes na rama de açúcar. O açúcar recuperado é um produto de qualidade razoavelmente alta que pode retornar ao processo de refinação para ser processado; o xarope residual é o melaço. Embora este tenha muitos usos, o seu valor é baixo comparativamente ao açúcar branco. Mas mesmo assim, qualquer excesso de sacarose deixado no melaço representa perdas consideráveis para a refinaria. Como tal é do interesse da refinaria assegurar que a exaustão do melaço é a mais completa possível (Watson, 1981).

Como tal, este projecto tem como objectivo analisar e optimizar o sector de recuperação.

Numa primeira fase do projecto procedeu-se à familiarização do sector da recuperação e com os métodos de análise adoptados na determinação dos principais parâmetros de controlo. Para tal, acompanhou-se cada etapa de cozedura e recolheram-se amostras para se efectuar os devidos balanços de massa, obtendo-se dados que permitiram determinar o seu rendimento.

Numa segunda fase, acompanhou-se a centrifugação das massas de cozedura efectuando-se também os balanços de massa para determinar o seu rendimento. Ainda se efectuou uma análise e ajuste das curvas de rendimento desta etapa aos dados que se colheram.

Por último, após ter recolhido todos os dados necessários estudou-se um modo de optimizar os principais parâmetros do sector da recuperação.

1.2 Contributos do Trabalho

Este projecto permitiu à RAR ter acesso a informação relativa aos principais parâmetros que afectam directamente o sector de recuperação, sendo possível determinar os consumos efectuados neste sector e posteriormente decidir quais os caminhos a tomar através da optimização destes consumos.

1.3 Organização da Tese

A presente tese encontra-se dividida nos seguintes capítulos:

- Descrição técnica e discussão dos resultados
- Conclusões
- Avaliação do trabalho realizado

No capítulo do estado da arte faz-se inicialmente uma breve descrição das etapas do processo de refinação do açúcar. Posteriormente descreveu-se a secção de recuperação da refinaria e os esquemas processuais utilizados.

Na secção de descrição técnica e discussão de resultados começa-se por introduzir as operações principais pertencentes à recuperação, seguidas dos respectivos balanços de massa. Numa segunda fase apresenta-se a simulação das variáveis que influenciam directamente este sector.

No capítulo das conclusões são apresentados de uma forma sintética os principais resultados desta dissertação.

O último capítulo da tese consiste numa avaliação do trabalho realizado, onde se indica o grau de realização dos objectivos traçados, bem como as limitações encontradas e o trabalho a realizar no futuro. Ainda neste capítulo são tratados outros trabalhos realizados, fora dos objectivos principais e, por último é efectuada uma apreciação final.

2 Estado da Arte

2.1 Descrição Geral do Processo de Refinação de Açúcar na RAR

Na refinação de açúcar a matéria-prima é a rama de açúcar obtida a partir da cana do açúcar. Esta rama consiste em cristais de açúcar envolvidos por uma película de xarope que permite o seu transporte a granel sem esta sofrer alterações das propriedades físico-químicas mesmo quando exposta a climas adversos.

O açúcar é então extraído através de uma sequência de processos de forma a separar as impurezas contidas na rama, como podemos ver na Figura 1.

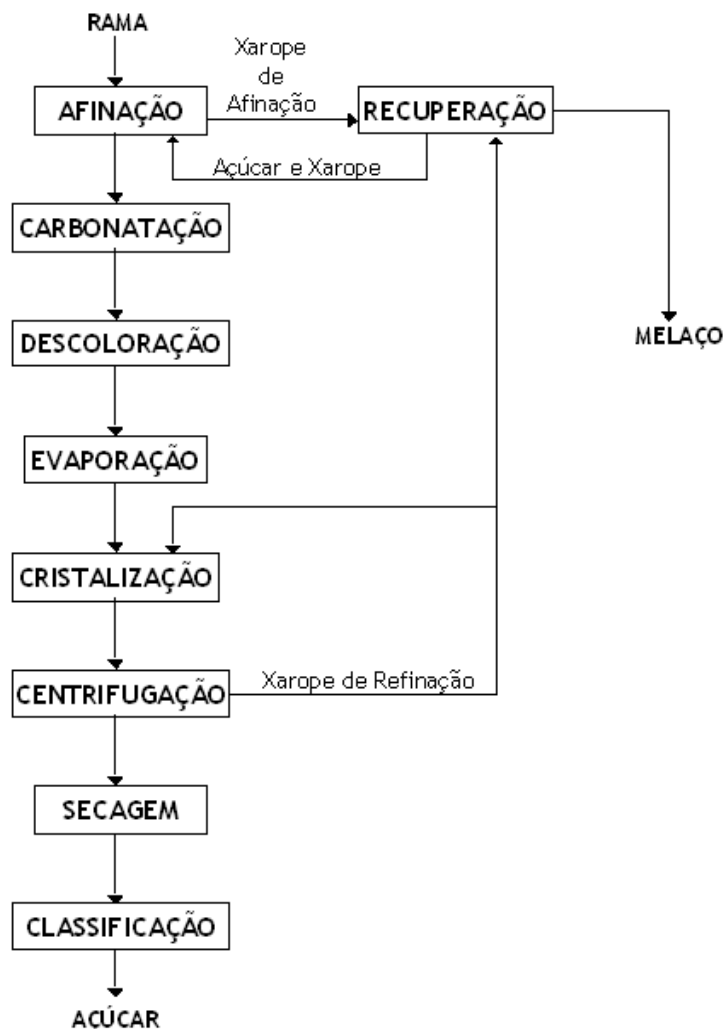


Figura 1 - Fluxograma geral do processo de refinação de açúcar na RAR.

De uma forma sucinta descreve-se de seguida as várias etapas pertencentes ao processo de refinação de açúcar:

Afinação

Nesta etapa a rama de açúcar é misturada com o xarope de afinação na amassadora de magma obtendo-se o magma de afinação que é centrifugado nas centrífugas de afinação, separando-se o xarope de afinação do açúcar afinado. Este último juntamente com as águas doces provenientes de vários pontos da fábrica e com o licor de recuperação é dissolvido nos dissolvedores produzindo-se o licor de afinação. O xarope separado nas centrífugas retorna às amassadoras e o excesso de xarope é enviado para a secção de recuperação.

Carbonatação

É nesta etapa que se eliminam as impurezas contidas no licor de afinação, sendo uma etapa muito importante do ponto de vista da segurança alimentar.

Por conseguinte, o licor é misturado com leite de cal (mistura de hidróxido de cálcio em água) e depois carbonatado nos saturadores (torres de saturação) onde é injectado CO_2 formando-se um precipitado de CaCO_3 .

O licor segue então para a filtração onde é separado das impurezas, obtendo-se no final o licor carbonatado. Antes de este licor passar para a etapa seguinte é novamente filtrado nos filtros de segurança.

Descoloração

Na secção de descoloração pretende-se eliminar a cor que o licor carbonatado possui. Para tal, o licor é conduzido por colunas que contêm resinas de descoloração; estas resinas permitem reter os compostos que conferem cor ao licor. A passagem pelas resinas é feita por ciclos de tratamento, no fim dos quais as resinas têm de ser lavadas e regeneradas. No final do ciclo obtém-se o licor final.

Evaporação

Na secção de evaporação procede-se à concentração do licor final por evaporação de água. Esta operação é efectuada num sistema de evaporadores de duplo efeito. Onde no primeiro o licor é aquecido com vapor e no segundo a evaporação dá-se por vácuo. O produto final denomina-se por licor concentrado.

Cristalização

A cristalização do açúcar dissolvido no licor concentrado e no xarope de refinação é conduzida nos tachos de vácuo. Esta operação denomina-se por cozedura e consiste na concentração do licor até ao ponto de sobressaturação, adicionando-se nesta fase uma suspensão de pó de açúcar em álcool, denominada por sementeira, de forma a formar-se o grão. Posteriormente é adicionado mais licor ou xarope dependendo do tipo de açúcar que se

quer produzir. O produto final da cozedura designa-se por massa cozida e é descarregado nos mexedores de massa cozida.

Centrifugação

A massa cozida é então centrifugada nas centrífugas de refinação, onde se efectua a separação do açúcar húmido do xarope de refinação. O xarope é armazenado e bombeado para os depósitos de armazenagem sendo posteriormente reutilizado na cristalização ou enviado para a secção de recuperação. O açúcar húmido é transportado para a secção de secagem.

Secagem

O açúcar húmido é seco num secador rotativo em duas etapas. Na primeira parte o açúcar entra em contacto com ar quente para secar e na parte final com ar frio para arrefecer. O ar que sai do secador passa posteriormente por um ciclone onde se procede à separação do pó de açúcar por aspersão de águas doces quentes.

Classificação

O açúcar seco é classificado antes de ser enviado para o acondicionamento, embalagem ou para o silo de granel. A classificação é feita através de um sistema de três peneiros separando-se o açúcar conforme a sua granulometria. No andar intermédio fica retido um açúcar, que se designa por açúcar classificado, que pode ser embalado dessa forma, mas que também pode ir a um segundo classificador depois de misturado com o açúcar do andar inferior, para produzir açúcar fino e açúcar grosso. O açúcar retido no peneiro superior (troças) e o açúcar que consegue escapar pelo peneiro inferior (pó) é reenviado para a afinação para ser novamente processado.

Recuperação

Na secção de recuperação procede-se à cristalização do açúcar contido nos xaropes de refinação, afinação e águas doces. Esta operação é efectuada em quatro etapas: pré-primeira, primeira, segunda e terceira recuperação.

As massas cozidas resultantes de cada cozedura são centrifugadas em centrífugas contínuas, separando-se um açúcar e um xarope.

O açúcar resultante da pré-primeira e primeira recuperação é dissolvido no dissolvedor da recuperação e enviado para a afinação. O xarope resultante da última cozedura é enviado para o depósito do melaço.

2.2 Recuperação

Como foi dito anteriormente, neste sector recupera-se o açúcar contido nos xaropes das matérias-primas, predominando principalmente neste processo duas operações unitárias, nomeadamente a cristalização e a centrifugação.



Figura 2 - Sector da Recuperação da Refinaria

A planta desta operação consiste basicamente: nos tachos de vácuo, onde se procede às cozeduras da massa; nos cristalizadores, nos quais a massa pode maturar de modo à cristalização ainda poder prosseguir; e nas centrífugas contínuas, onde se separam os açúcares dos xaropes.

2.2.1 Cristalização

A cristalização envolve os processos simultâneos de transferência de massa e de evaporação sendo então conduzida nos tachos de vácuo (Figura 4). Estes equipamentos são recipientes de forma cilíndrica e vêm equipados com calândrias, nas quais circula vapor de forma a promover-se a evaporação. Estão também equipados com agitadores mecânicos para provocar a circulação da massa; têm ainda sensores de modo a poder controlar-se as variáveis mais importantes para o processo, tais como: a temperatura, o brix da solução, os caudais de alimentação de xarope e de água, o nível do tacho, etc...

Estes dados ficam registados e podem ser visualizados na forma gráfica, tal como se representa na Figura 3.

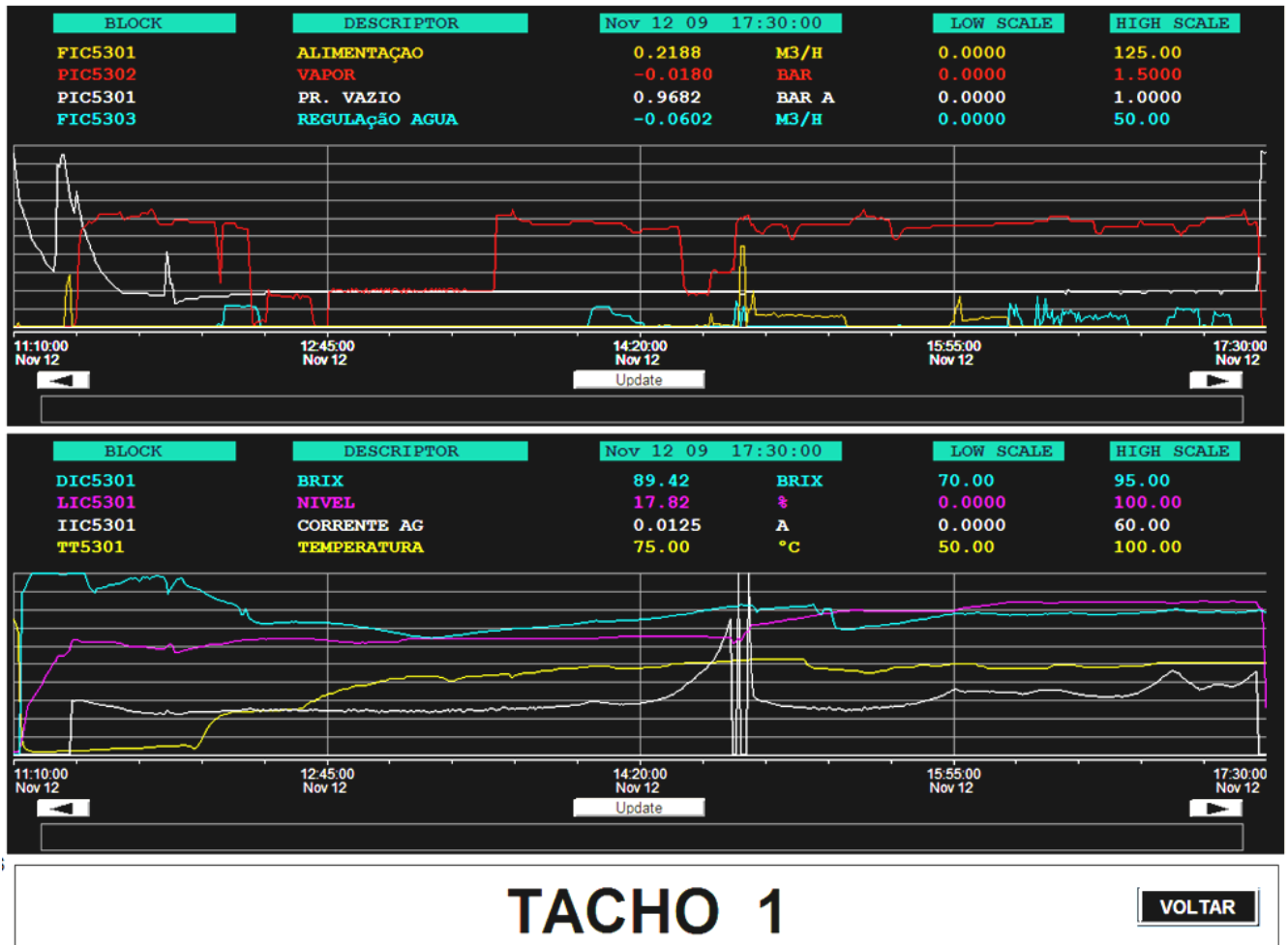


Figura 3 - Representação gráfica da cozedura de 1ª recuperação

A cozedura das massas nos tachos é conduzida sob vácuo, de modo a manter-se a temperatura de ebulição da massa baixa, e a velocidade de ebulição é alta o suficiente devido ao coeficiente de transferência depender em grande parte da diferença entre a temperatura da corrente de vapor e da massa.

Esta operação é automática e envolve os seguintes passos:

- Carga: carrega-se o tacho com xarope;
- Concentração: o tacho é fechado e o vapor é elevado, a evaporação da água inicia-se até se atingir a sobressaturação da solução;
- Sementeira: depois de atingido o valor predefinido de sobressaturação introduz-se a sementeira (mistura de açúcar em álcool);
 - Formação de grão: os cristais adicionados vão fomentar o seu crescimento. Esta fase só acaba quando os cristais formados tiverem atingido o tamanho predefinido;
- Alimentação com xarope e água: com o objectivo da maximização da extracção de sacarose da solução inicia-se a alimentação de xarope e de água;

- Aperto: nesta fase prossegue a cristalização da sacarose até se atingir um valor pré determinado de amperagem do agitador;
- Descarga: terminada a etapa anterior procede-se à descarga da massa de cozedura para um cristalizador.



Figura 4 - Tachos de vácuo

A massa que sai do tacho de vácuo está sobressaturada, quente e com um conteúdo cristalino elevado, como tal ainda é possível conseguir uma exaustão adicional arrefecendo-se a massa antes de esta ser centrifugada. À medida que a massa vai arrefecendo a velocidade de cristalização diminui e a viscosidade da massa vai aumentando significativamente.

Para conseguir esta cristalização adicional necessita-se de ter cristalizadores (Figura 5) que são tanques em forma de U equipados com agitadores mecânicos em forma da hélice por onde a água flui de forma a arrefecer a massa.



Figura 5 - Cristalizadores horizontais

2.2.2 Centrifugação

Posteriormente à cristalização, os cristais de açúcar são separados da massa por centrifugação. Devido à natureza da massa e da sua viscosidade as velocidades de centrifugação têm de ser elevadas. O equipamento utilizado para tal é normalmente a centrífuga contínua (Figura 6) de cesto cónico com a alimentação de massa feita através do veio central e adição de água no anel.



Figura 6 - Centrifuga contínua

2.3 Esquemas de cozedura

Não se consegue obter uma recuperação máxima de sacarose através da cristalização num só passo. Como tal a cristalização deve ser conduzida uma série de vezes de modo a reduzir a sacarose no melão final. Normalmente são feitas mais duas cozeduras.

Na RAR empregam-se dois esquemas de cozedura: o Double Einwurf e uma variante do esquema Single Einwurf (Poel, Schwartz, & Schiweik, 1998).

2.3.1 Double Einwurf

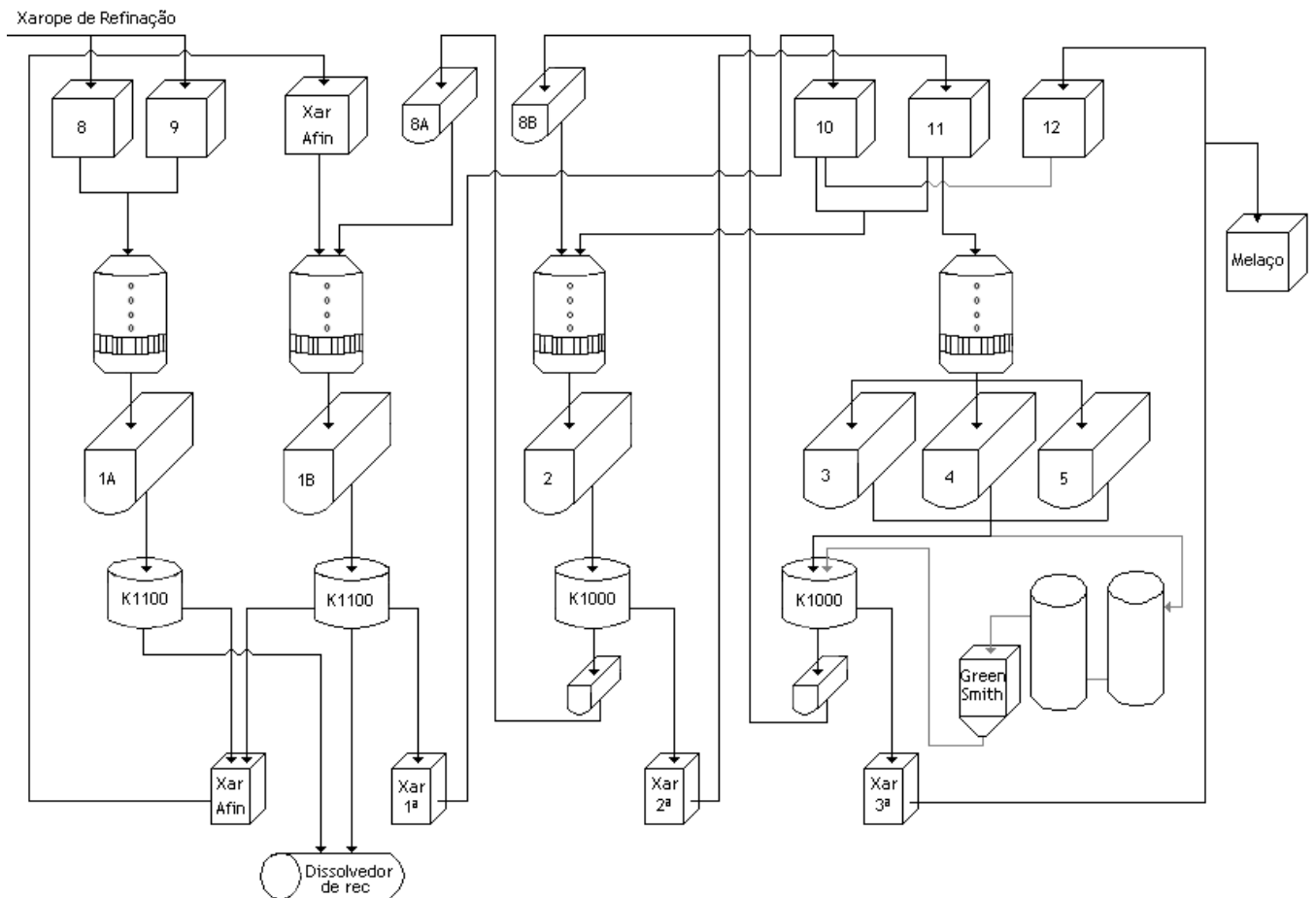


Figura 7 - Diagrama de processo referente ao esquema Double Einwurf

Seguidamente faz-se uma breve descrição deste tipo de esquema.

Pré-Primeira Recuperação

Nesta etapa do processo procede-se à cozedura dos xaropes de recuperação rejeitados. A formação de grão é feita pela adição de uma sementeira que consiste numa solução de açúcar em álcool. No final obtém-se uma massa que é descarregada no cristalizador onde ficará a estabilizar. Esta massa é posteriormente centrifugada nas centrífugas contínuas, de modo a separar-se o açúcar, que é enviado para o dissolvedor de recuperação, do xarope que é

armazenado juntamente com o xarope de afinação e o xarope rico de primeira recuperação no depósito de afinação.

Primeira Recuperação

Na primeira recuperação realiza-se a cristalização do xarope de afinação que se inicia com a adição de um pé-de-cozedura de primeira recuperação. No final obtém-se uma massa que é descarregada num cristalizador e aí estabilizará.

Na centrifugação da massa cozida de primeira recuperação pode-se separar dois tipos de xarope, devido à sua diferença de pureza, do açúcar, que é enviado para o dissolvedor de recuperação. O de pureza mais alta denomina-se por xarope rico, e é enviado para o depósito de afinação, enquanto que o de pureza mais baixa denomina-se por xarope pobre sendo enviado para o depósito de primeira recuperação.

Segunda Recuperação

Esta etapa denomina-se por segunda recuperação com pé-de-cozedura e é iniciada com a adição de um pé-de-cozedura de segunda recuperação a que se junta o xarope pobre proveniente da primeira recuperação. A massa obtida no final é então descarregada num cristalizador. Esta massa é centrifugada separando-se um xarope, que é armazenado no depósito de segunda recuperação, e um açúcar que é remetido para a amassadora de pé-de-cozedura de primeira recuperação e misturado com xarope de afinação.

Terceira Recuperação

Designada por terceira recuperação de sementeira esta cozedura efectua-se com xaropes de primeira e segunda recuperações e também, quando disponível xarope de terceira recuperação, o grão é formado pela adição de uma sementeira. No final descarrega-se a massa para um cristalizador, sendo depois centrifugada permitindo assim separar o xarope, que é armazenado no depósito de terceira recuperação, do açúcar que é enviado para a amassadora de pé-de-cozedura de segunda recuperação onde é misturado com xarope de primeira recuperação ou xarope de afinação.

Segunda Recuperação

Esta cozedura é designada por segunda recuperação de sementeira ou de corte por ser conduzida só com xaropes provenientes da primeira e segunda recuperação em que se adiciona uma sementeira para a formação de grão, obtendo-se igualmente uma massa que é descarregada num cristalizador. Esta massa não é totalmente descarregada para o cristalizador, permanecendo uma parte no tacho de vácuo. A massa que é descarregada é centrifugada separando-se um xarope, que é armazenado no depósito de segunda recuperação, e um açúcar que é remetido para a amassadora de pé-de-cozedura de primeira recuperação e misturado com xarope de afinação.

Terceira Recuperação

Esta cozedura denomina-se por terceira recuperação a partir de uma segunda de corte e faz-se com uma parte da massa resultante da segunda recuperação e com a adição de xarope de segunda recuperação e, também se existir, de terceira recuperação. A massa final é descarregada num cristalizador, sendo posteriormente centrifugada separando-se assim o xarope, que é armazenado no depósito de terceira recuperação, do açúcar que é enviado para a amassadora de pé-de-cozedura de segunda recuperação onde é misturado com xarope de primeira recuperação ou xarope de afinação.

3 Descrição Técnica e Discussão dos Resultados

3.1 Cristalização

No sector da recuperação, a cristalização é então conduzida nos tachos de vácuo. Este processo pode resumir-se a uma série de cozeduras (pré-primeira recuperação, primeira recuperação, segunda recuperação e terceira recuperação) em que se vai obtendo uma massa que posteriormente será centrifugada.

Numa primeira fase efectuou-se o balanço material, que consistiu na quantificação das massas de entrada de água (M_W) e de xarope (M_X) e da massa de massa cozida produzida (M_{MC}), caso fosse uma cozedura com pé-de-cozedura também se teve em conta a massa de pé (M_P).

Considerando os tachos de vácuo como sistemas fechados o balanço total fica:

$$M_{MC} = M_X + M_W + M_P \quad (3.1)$$

Através de sensores incorporados nos tachos de vácuo foi possível controlar o volume de alimentação de água e de xarope. A quantidade de xarope alimentado é então calculada através da seguinte relação:

$$M_X = V_X \times \rho_{sol} \quad (3.2)$$

em que V_X é o volume de xarope e ρ_{sol} é a densidade do xarope e foi determinada pela seguinte equação (Rein, 2007):

$$\rho_{sol} = \left[\left(1 + Bx \frac{200+Bx}{5.4 \times 10^4} \right) \times \left(1 - 3.6 \times 10^{-2} \frac{T-20}{160-T} \right) \right] + \left[-1 + e^{(-6.927 \times 10^{-6} \times Bx^2 - 1.164 \times 10^{-4} \times Bx \frac{Pur}{100-1})} \right] \quad (3.3)$$

O volume de massa cozida descarregado foi determinado através de duas maneiras, pela medição directa do nível do cristalizador e através das outras dimensões do cristalizador determinou-se o volume de massa ou através do sensor existente no cristalizador. A massa cozida descarregada para o cristalizador foi determinada pela equação:

$$M_{MC} = V_{MC} \times \rho_{MC} \quad (3.4)$$

em que V_{MC} é o volume de massa cozida e ρ_{MC} é a densidade da massa (Rein, 2007) e é definida como:

$$\rho_{MC} = \frac{\rho_{sol} \rho_c}{\rho_c - \omega_c (\rho_c - \rho_{sol})} \quad (3.5)$$

em que ρ_{sol} é a densidade da solução que acompanha a massa (esta densidade é calculada do mesmo modo que a densidade dos xaropes), ρ_c é a densidade dos cristais de sacarose e tem o valor de 1.586 ton/m³ e ω_c representa o conteúdo cristalino e é determinado por:

$$\omega_c = 1 - \frac{1 - \frac{Bx_{tot}}{100}}{1 - \frac{Bx_{sol}}{100}} \quad (3.6)$$

em que Bx_{tot} é o Brix total da massa e Bx_{sol} é o Brix da solução que acompanha a massa.

Normalmente o conteúdo cristalino é um indicador do grau de cristalização conseguido durante cada etapa (Rein, 2007).

Para determinar a massa de pé-de-cozedura seguiu-se o mesmo método aplicado para as massas de cozedura.

A matéria seca (MS), definida como sendo uma medida dos sólidos totais obtidos por evaporação duma solução ou massa, e a sacarose (S) foram determinadas pelas seguintes equações respectivamente:

$$MS = M \times \frac{Bx}{100} \quad (3.7)$$

em que Bx é o Brix total

$$Sc = MS \times \frac{Pur}{100} \quad (3.8)$$

em que Pur é a Pureza

Nas tabelas seguintes os dados apresentados não cumprem os balanços de massa, faltando os dados de quantidade de água evaporada de modo a poder confirmar-se os balanços.

Pré-Primeira Recuperação

Nas Tabelas 1 e 2 apresentam-se os resultados que se obtiveram do controlo das cozeduras de pré-primeira recuperação.

Tabela 1 - Dados relativos à alimentação de xarope de refinação e água na pré-primeira recuperação

	M_x (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	M_w (ton)
Depósito 8	18.7	13.4	12.9	
Depósito 9	8.5	6.2	5.9	1.6
TV 6	13.7	10.0	9.7	
Depósito 9	42.0	30.7	29.1	0.15
Depósito 9	43.7	31.9	30.1	1.5

A alimentação destas cozeduras normalmente é feita do depósito 9, mas se existir quantidade suficiente também pode ser feita do depósito 8 ou do tacho de vácuo 6, destinado para as cozeduras de açúcar amarelo.

Tabela 2 - Dados recolhidos da massa cozida de pré-primeira recuperação

M_{MC} (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	ω_c (%)
32.6	29.4	27.9	52.4
32.9	29.7	28.9	53.3
34.4	31.2	29.6	57.5

Através da análise da Tabela 2 pode-se ver que o conteúdo cristalino da massa cozida situa-se um pouco acima dos 50%, isto é, a percentagem de cristais de sacarose presentes na massa cozida é de 50% aproximadamente.

Primeira Recuperação

Nas Tabelas 3, 4 e 5 podem-se observar os resultados mais relevantes obtidos das cozeduras de 1ª recuperação.

Tabela 3 - Dados relativos à alimentação de xarope de afinação e de água na primeira recuperação

M_x (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	M_w (ton)
12.6	9.1	7.9	2.4
19.8	14.4	12.5	2.0
30.9	22.6	19.6	3.3
18.2	13.3	11.6	1.9

Tabela 4 - Dados relativos à alimentação de pé-de-cozedura na primeira recuperação

	M_p (ton)	MS (ton)	Sc (ton)
Pé-de-cozedura 8-A	7.1	6.5	5.8
Pé-de-cozedura 8-B	10.3	9.5	8.0
Pé-de-cozedura 8-A	17.2	15.6	14.4
Pé-de-cozedura 8-A	12.8	11.6	10.3
Pé-de-cozedura 8-A	12.6	11.4	10.2

Tabela 5 - Dados recolhidos das massas cozidas de primeira recuperação

M_{MC} (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	ω_c (%)
29.0	26.3	22.9	50.8
31.2	28.4	25.4	48.3
33.6	30.6	26.6	52.1
23.6	21.5	18.7	44.3

Comparativamente com a pré-primeira recuperação pode-se verificar, com o auxílio da Tabela 5, que o conteúdo cristalino da massa cozida de 1ª recuperação baixa ligeiramente, situando-se agora na ordem dos 50%.

Segunda Recuperação com pé - de - cozedura

Os resultados alcançados durante as cozeduras de 2ª recuperação com pé-de-cozedura (normalmente o pé é descarregado do cristalizador 8-B) estão representados nas Tabelas 6, 7 e 8.

Tabela 6 - Dados relativos à alimentação de água e de xaropes do depósito 10 e 11 na segunda recuperação

	M_X (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	M_W (ton)
Depósito 10	16.6	12.5	10.1	3.5
Depósito 11	6.8	5.5	3.7	
Depósito 10	4.9	3.8	3.1	4.1
Depósito 11	8.7	7.2	5.0	
Depósito 10	7.8	6.0	4.8	1.5
Depósito 11	-	-	-	
Depósito 10	1.7	1.3	1.0	4.7
Depósito 11	11.5	9.4	6.5	

Tabela 7 - Dados recolhidos relativos à alimentação de pé-de-cozedura na segunda recuperação

M_P (ton)	MS (ton)	Sc (ton)
6.6	6.0	5.4
17.4	15.8	12.8
17.4	15.7	13.4
11.5	10.4	9.6

Tabela 8 - Dados recolhidos das massas cozidas de segunda recuperação

M_{MC} (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	ω_c (%)
16.0	14.8	11.8	52.5
21.0	19.5	15.9	28.0
20.6	19.2	15.7	52.7
22.6	21.2	16.9	52.9

Da análise da Tabela 8 pode-se ver que o conteúdo cristalino da massa cozida é de cerca de 52%, à excepção do ensaio 2 que tem o valor de 28%; isto pode dever-se a erros de análise, visto ser um valor que difere muito dos outros que se determinaram.

Segunda Recuperação de sementeira ou de corte

Também na RAR se podem fazer cozeduras de 2ª recuperação a partir de uma sementeira, alimentando-se apenas de xaropes de 1º e também se pode recircular xarope de 2ª. Nas Tabelas 9 e 10 apresentam-se os resultados.

Este tipo de cozedura já demora mais tempo a formar grão e a cristalizar, devido ao aumento da viscosidade.

Tabela 9 - Dados relativos à alimentação de xaropes do depósito 10 e 11 da segunda recuperação

	M_x (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	M_w (ton)
Depósito 10	30.7	23.7	19.0	2.9
Depósito 11	9.3	7.6	5.1	

Tabela 10 - Dados recolhidos das massas cozidas de segunda recuperação

M_{MC} (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	ω_c (%)
22.7	20.9	16.3	43.4

Da análise da tabela pode-se observar que o conteúdo cristalino obtido foi de 43%.

Terceira Recuperação de sementeira

Por último, apresentam-se nas Tabelas 11 e 12 os resultados das cozeduras de 3ª recuperação com sementeira. A alimentação destas cozeduras foi feita com xaropes de 1ª, de 2ª e também se recirculou xarope de 3ª, quando havia quantidade suficiente.

Tabela 11 - Dados recolhidos relativos à alimentação de xaropes do depósito 10, 11 e 12 da terceira recuperação

	M_x (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	M_w
Depósito 10	16.8	12.6	10.2	3.4
Depósito 11	-	-	-	
Depósito 12	28.5	22.4	14.6	4.3
Depósito 10	11.1	8.5	6.8	
Depósito 11	13.5	11.2	7.8	
Depósito 12	3.2	2.6	1.6	

Tabela 12 - Dados recolhidos das massas cozidas da terceira recuperação

M_{MC} (ton)	MS (ton)	Sc (ton)	ω_c (%)
20.3	18.6	13.9	34.6
21.4	19.9	14.6	39.6

Pode-se verificar pela análise da Tabela 16 que o conteúdo cristalino das massas cozidas obtido se situava entre os 35 a 40%.

3.2 Centrifugação

As massas cozidas resultantes de cada cozedura são posteriormente centrifugadas nas centrífugas contínuas.

Inicialmente começou-se por fazer balanços materiais às centrífugas, considerando que entram nesta massa cozida (M_{MC}) e água de lavagem (M_W) e saem xarope (M_X) e açúcar (M_A).

Considerando então que as centrífugas são sistemas fechados o balanço total fica:

$$M_{MC} + M_W = M_X + M_A \quad (3.9)$$

Os parâmetros que se podem visionar directamente através de caudalímetros (Figura 9) são o caudal de água e de xarope que se adiciona ao pé-de-cozedura.



Figura 9 - Sistema de controlo da centrifugação.

Tal como se fez anteriormente, o volume de massa cozida foi determinado através da medição do nível do cristalizador. Para determinar o volume de xarope produzido utilizou-se o mesmo método, isto é, através da medição do nível de xarope do depósito. Devido às dimensões destes depósitos controlou-se o processo durante um determinado intervalo de tempo. Através do balanço material determinou-se a quantidade de açúcar produzida.

Pré-Primeira Recuperação

Nas Tabelas 13, 14 e 15 apresentam-se os resultados dos balanços efectuados às centrifugações de pré-1ª recuperação.

Tabela 13 - Dados referentes à centrifugação de massas cozidas de pré-primeira recuperação e respectiva água de lavagem

\dot{M}_{MC} (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)	\dot{M}_W (ton/h)	% MC
3.2	2.9	2.6	0.2	4.9
12.7	11.5	10.8	0.4	2.9
5.0	4.5	4.3	0.1	2.0
5.3	4.8	4.5	0.1	2.0

Como no depósito de afinação também entram correntes de xarope rico de 1ª recuperação e de xarope de afinação da secção de afinação, o caudal de xarope foi determinado através da medição num intervalo de tempo do volume de xarope que entrava no depósito.

Tabela 14 - Dados recolhidos do xarope de afinação produzido na pré-primeira recuperação

\dot{M}_X (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
1.6	1.2	1.1
5.1	4.0	3.5
3.9	3.1	2.7
3.1	2.4	2.1

Tabela 15 - Dados referentes ao açúcar produzido na pré-primeira recuperação

\dot{M}_A (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
2.94	2.87	2.83
11.76	11.45	11.29
4.62	4.51	4.45
4.84	4.80	4.75

Primeira Recuperação com separação de xaropes

Na centrifugação de massa de 1ª recuperação pode-se optar por proceder à separação ou não de xaropes. Nas centrifugações de 1ª assistiu-se aos 2 casos; no primeiro caso houve separação de xaropes, separou-se xarope rico de 1ª e xarope pobre de 1ª, e no segundo caso só houve produção de xarope de 1ª.

Os resultados dos balanços às centrifugações de 1ª recuperação com separação de xaropes podem ser observados nas Tabelas 16, 17, 18 e 19.

Tabela 16 - Dados recolhidos na centrifugação de massas cozidas de primeira recuperação e respectiva água de lavagem

\dot{M}_{MC} (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)	\dot{M}_W (ton/h)	% MC
8.4	7.6	6.7	0.7	8.9
5.5	5.0	4.5	0.6	10.3
4.2	3.8	3.3	0.6	13.4
4.2	3.9	3.5	0.3	6.2
6.0	5.5	4.8	0.4	7.4

Para determinar a quantidade de xarope rico que se estava a separar aplicou-se o método anteriormente usado para determinar a quantidade de xarope separado numa centrifugação de uma massa cozida de pré-1ª recuperação.

Tabela 17 - Dados recolhidos do xarope rico produzido na primeira recuperação

\dot{M}_X (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
0.47	0.35	0.31
0.30	0.19	0.19
0.30	0.19	0.18
0.24	0.16	0.15
0.32	0.21	0.20

Tabela 18 - Dados recolhidos do xarope pobre produzido na primeira recuperação

\dot{M}_X (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
5.9	4.3	3.4
3.9	2.9	2.4
3.7	2.8	2.2
2.5	1.9	1.6
4.5	3.5	2.8

Tabela 19 - Dados recolhidos relativamente à água de lavagem e açúcar produzido na primeira recuperação

\dot{M}_A (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
3.36	3.28	3.25
1.93	1.89	1.88
1.07	1.03	1.02
1.81	1.79	1.77
1.67	1.63	1.62

Primeira Recuperação sem separação de xaropes

Os resultados dos balanços às centrifugações de 1ª recuperação sem separação de xaropes podem ser observados na Tabela 20.

Tabela 20 - Dados recolhidos relativamente à primeira recuperação para uma massa de água de 0.8 ton

	Massa Cozida	Xarope de 1ª	Açúcar
\dot{M} (ton/h)	8.0	5.1	3.3
\dot{M}_S (ton/h)	7.3	4.1	3.2
\dot{S}_c (ton/h)	6.5	3.3	3.2

Segunda Recuperação com pé-de-cozedura

No caso da centrifugação de 2ª recuperação o açúcar produzido é utilizado para fazer o pé-de-cozedura de 1ª recuperação. Os resultados obtidos dos balanços são apresentados nas tabelas 21, 22, 23, 24 e 25.

Tabela 21 - Dados recolhidos na centrifugação de massas cozidas de segunda recuperação e respectiva água de lavagem

\dot{M}_{MC} (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)	\dot{M}_W (ton/h)	% MC
8.1	7.5	5.8	0.1	1.2
8.4	7.7	6.3	0.09	1.0
5.0	4.6	3.8	0.08	1.6
8.7	8.0	6.5	0.08	0.9
6.1	5.7	4.4	0.1	2.2
5.5	5.0	4.2	0.06	1.1
4.4	4.1	3.2	0.1	2.8
5.6	5.2	4.0	0.08	1.4
11.8	10.7	8.4	0.1	1.0

Tabela 22 - Dados recolhidos do xarope produzido na segunda recuperação

\dot{M}_X (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
0.2	0.2	0.1
5.1	4.6	3.1
3.4	2.6	1.8
4.8	3.9	2.7
3.4	2.7	2.0
3.8	3.1	2.2
3.1	2.7	1.7
4.0	3.4	2.3
6.4	5.4	3.7

Tabela 23 - Dados recolhidos relativamente açúcar produzido na segunda recuperação

\dot{M}_A (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
7.5	7.3	6.4
3.2	3.1	2.8
1.7	1.6	1.5
4.0	3.9	3.6
2.8	2.7	2.3
1.8	1.7	1.6
1.4	1.3	1.3
1.9	1.8	1.5
5.4	5.2	4.8

Tabela 24 - Dados recolhidos relativamente ao pé-de-cozedura de 1ª recuperação

\dot{M}_P (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
4.4	4.1	3.7
4.2	3.9	3.4
7.6	7.0	6.3

Tabela 25 - Dados recolhidos relativamente ao xarope de afinação adicionado ao pé-de-cozedura

\dot{M}_X (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
0.9	0.6	0.5
0.6	0.5	0.4
1.2	0.9	0.8

Terceira Recuperação de sementeira

Na centrifugação de 3ª recuperação o açúcar produzido é utilizado para fazer o pé-de-cozedura de 2ª recuperação. Os resultados obtidos dos balanços são apresentados nas Tabelas 26, 27, 28 e 29.

Tabela 26 - Dados recolhidos na centrifugação de massas cozidas de terceira recuperação e respectiva água de lavagem

\dot{M}_{MC} (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)	\dot{M}_W (ton/h)	% MC
6.8	6.3	4.7	0.5	8.0
6.8	6.3	4.6	0.1	2.1
6.5	5.8	4.2	0.2	2.6
5.0	4.7	3.3	0.2	3.5

Tabela 27 - Dados recolhidos do xarope produzido na terceira recuperação

\dot{M}_X (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
3.1	2.3	1.5
4.6	3.7	2.3
5.7	4.5	2.8
3.9	3.3	2.0

Tabela 28 - Dados recolhidos relativamente à água de lavagem e açúcar produzido na terceira recuperação

\dot{M}_A (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
4.2	4.0	3.3
2.7	2.6	2.3
6.1	5.8	5.1
1.5	1.4	1.2

Tabela 29 - Dados recolhidos relativamente ao pé-de-cozedura de 1ª recuperação para uma massa de água de 0.1 ton

	\dot{M}_X (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
Pé-de-cozedura	2.4	2.3	1.8
Xarope de 1ª	0.3	0.2	0.2

Terceira Recuperação a partir de segunda de corte

Nas Tabelas 30 a 34 encontram-se representados os resultados dos balanços das centrifugações de 3ª recuperação a partir de 2ª recuperação.

Tabela 30 - Dados recolhidos na centrifugação de massas cozidas de terceira recuperação e respectiva água de lavagem

\dot{M}_{MC} (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)	\dot{M}_W (ton/h)	% MC
10.1	9.1	6.9	0.1	1.3
9.5	8.8	6.3	0.1	1.6
4.3	4.0	2.9	0.2	3.1
4.4	4.1	2.9	0.1	2.8
5.7	5.4	3.8	0.1	2.6

Tabela 31 - Dados recolhidos do xarope produzido na terceira recuperação

\dot{M}_X (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
9.0	7.9	5.0
3.3	2.6	1.6
4.5	3.9	2.3
3.2	2.8	1.7
3.6	2.9	1.7

Tabela 32 - Dados recolhidos relativamente à água de lavagem e açúcar produzido na terceira recuperação

\dot{M}_A (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
1.3	1.3	1.1
6.3	6.1	5.4
2.3	2.2	1.8
1.3	1.3	1.1
2.6	2.5	2.1

Tabela 33 - Dados recolhidos relativamente ao pé-de-cozedura de 1ª recuperação

\dot{M}_P (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
2.2	2.0	1.6
1.3	1.2	1.0
2.7	2.4	2.0

Tabela 34 - Dados recolhidos relativamente ao xarope de 1ª recuperação adicionado ao pé-de-cozedura

\dot{M}_X (ton/h)	\dot{M}_S (ton/h)	\dot{S}_c (ton/h)
1.1	0.8	0.7
0.06	0.04	0.03
0.06	0.04	0.03

Os rendimentos de centrifugação (CY) foram determinados a partir da seguinte equação:

$$CY = \frac{M_A}{M_{MC}} \times 100 \quad (3.10)$$

em que M_A é a massa de açúcar e M_{MC} é a massa de massa cozida.

Na Tabela 35 encontram-se representados os resultados que se obtiveram da determinação do rendimento de centrifugação.

Tabela 35 - Rendimentos de centrifugação

	Pré-1ª	1ª sem separação	1ª com separação	2ª com pé-de-cozedura	3ª de sementeira	3ª de corte
	54.1	41.0	40.0	48.7	61.9	13.1
	59.9		34.9	38.0	40.1	66.9
	29.1		25.7	42.6	20.8	34.6
	45.2		42.7	48.3	29.4	30.3
CY			33.4	51.0		45.6
				35.6		
				32.2		
				33.2		
				45.7		

Para as cozeduras de 3ª Recuperação de sementeira, 3ª Recuperação de corte obteve-se outro ajuste, representado pela seguinte equação:

$$\eta = (a' + b' \times S) + (a'' + b'' \times S + c'' \times S^2) \times J \tag{3.13}$$

em que a' , b' , a'' , b'' e c'' são parâmetros obtidos pelo ajuste.

Primeira Recuperação

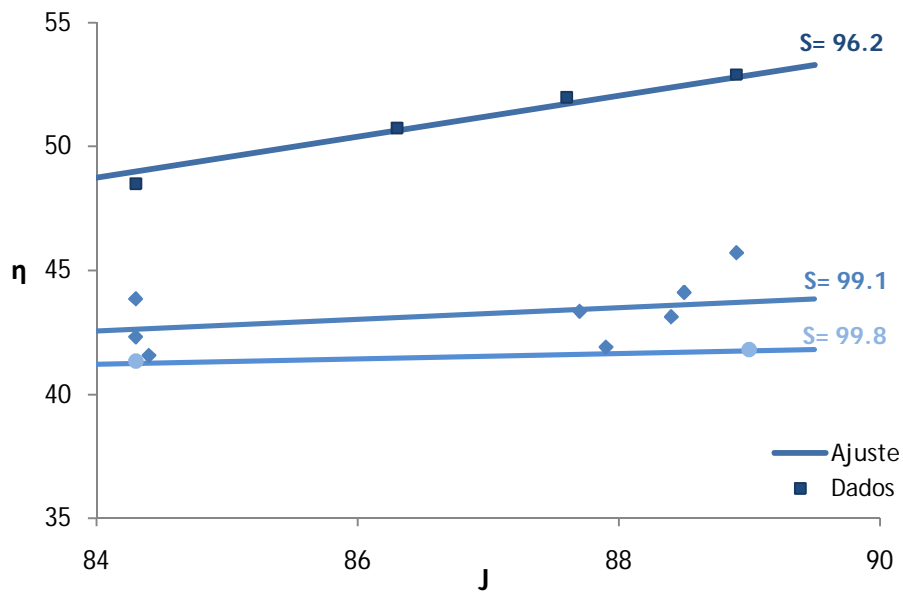


Figura 11 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 1ª recuperação e respectivo ajuste

Pela análise da Figura 11 pode-se verificar que o ajuste se adapta bem aos dados, sendo parâmetros de ajuste os seguintes:

Tabela 36 - Parâmetros obtidos do ajuste

a'	b'	a''	b''
-1433.41	14.69	20.06	-0.20

Segunda Recuperação com pé-de-cozedura

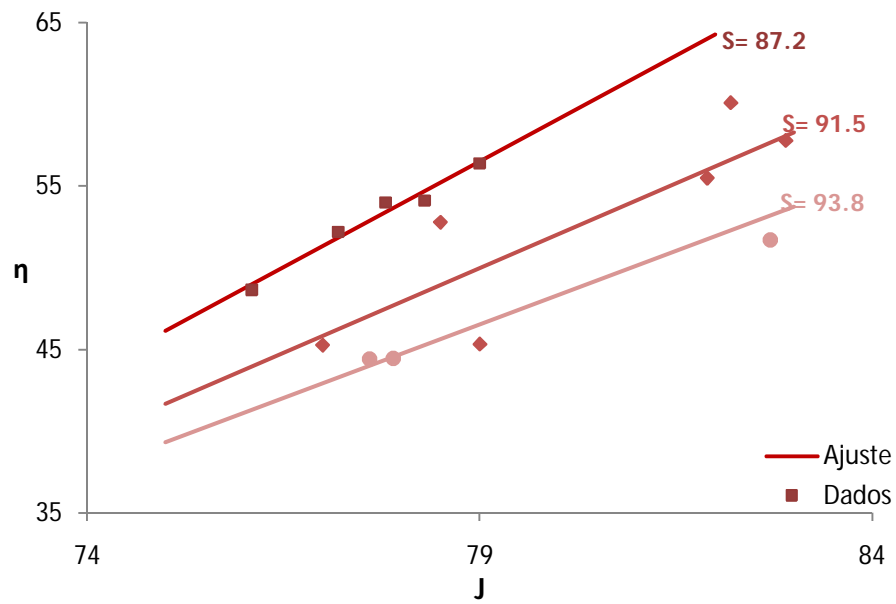


Figura 12 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 2ª recuperação com pé-de-cozedura e respectivo ajuste

Verificou-se pela análise da Figura 12 que o ajuste representa bem os dados, sendo os parâmetros de ajuste os seguintes:

Tabela 37 - Parâmetros obtidos do ajuste

a'	b'	a''	b''
-845.25	7.99	13.09	-0.12

Segunda Recuperação de sementeira

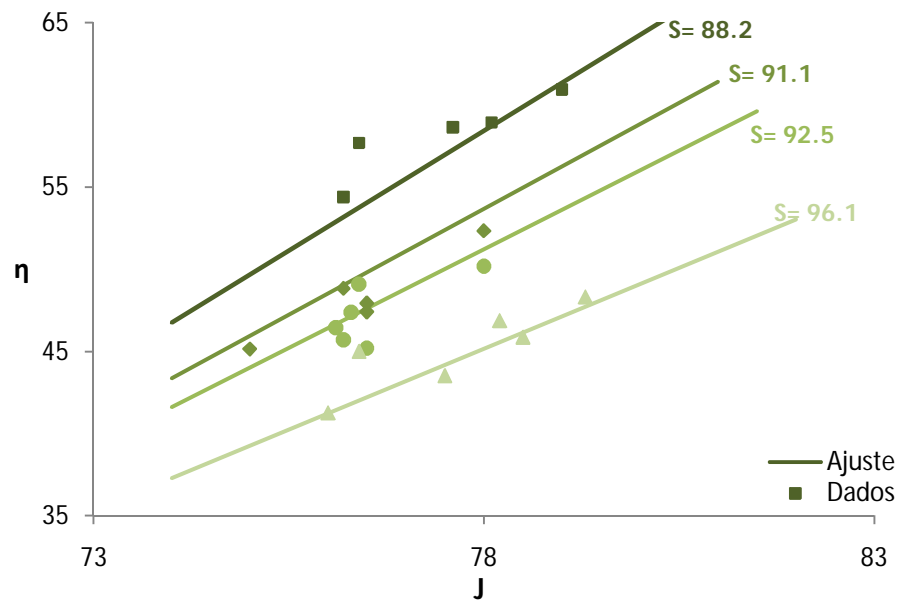


Figura 13 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 2ª recuperação com sementeira e respectivo ajuste

Mais uma vez, o ajuste representado na Figura 13 adapta-se aos dados, com os parâmetros de ajuste sendo os seguintes:

Tabela 38 - Parâmetros obtidos do ajuste

a'	b'	a''	b''	c''
-677.86	6.10	29.32	-0.50	0.0023

Terceira Recuperação de sementeira

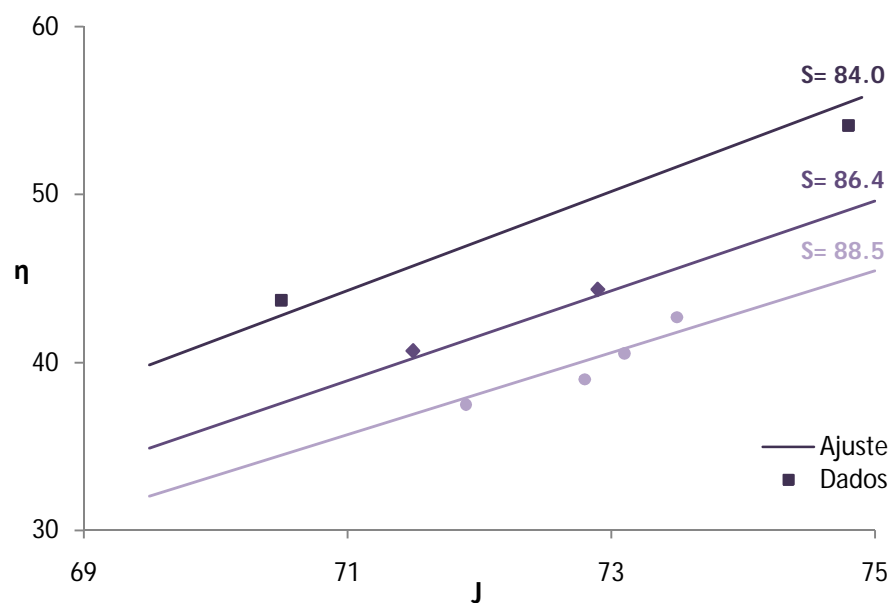


Figura 14 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 3ª recuperação com sementeira e respectivo ajuste

Pode-se observar pela análise da Figura 14 que o ajuste representa bem os dados, com os parâmetros de ajuste sendo os seguintes:

Tabela 39 - Parâmetros obtidos do ajuste

a'	b'	a''	b''	c''
-666.10	6.00	29.32	-0.50	0.0023

Terceira Recuperação a partir de 2ª Recuperação de sementeira

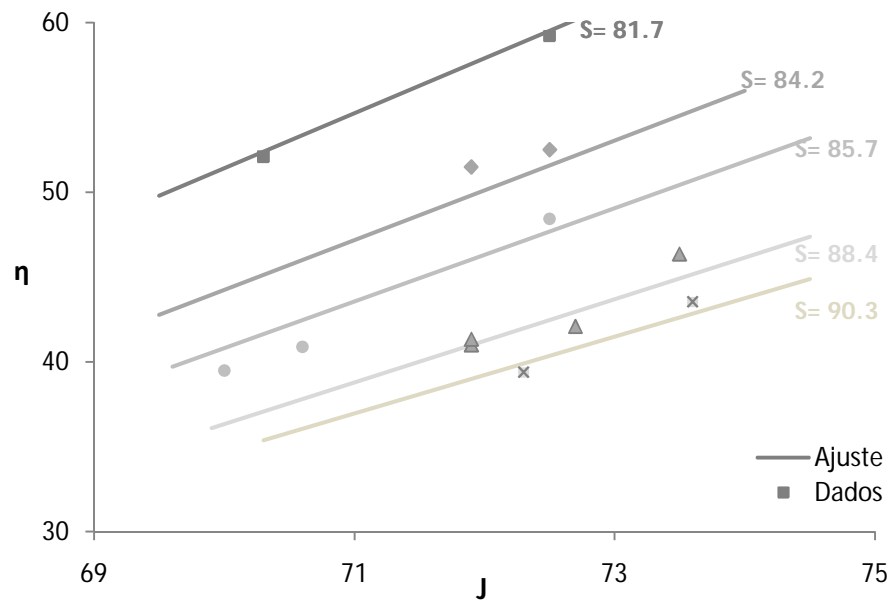


Figura 15 - Representação gráfica do rendimento em função das purezas de massas cozidas de 3ª recuperação a partir de uma 2ª de sementeira e respectivo ajuste

Por último, observando a Figura 15 pode-se constatar que tal como os outros, este ajuste representa bem os dados, sendo os parâmetros de ajuste os seguintes:

Tabela 40 - Parâmetros obtidos do ajuste

a'	b'	a''	b''
-849.66	7.72	13.54	-0.12

É de referir que os ajustes que se obtiveram foram tratados numa gama de purezas reduzida, visto no período em que este projecto decorreu só ter sido gasto um tipo de rama de açúcar, que como foi dito anteriormente é a matéria-prima da refinaria.

3.3 Simulação Computacional dos Esquemas Processuais

Depois de estabelecidos todos os parâmetros fundamentais à secção da recuperação, efectuou-se a simulação computacional, utilizando para tal sub-rotinas VBA dos esquemas adoptados na refinaria.

Na Figura 16 são apresentados os principais resultados obtidos na simulação do esquema Double-Einwurf. Foram utilizadas na simulação as condições que se seguem na Tabela 41. Para além destas condições foram utilizados também os ajustes que se determinaram anteriormente; os ajustes que se aplicaram neste esquema são os seguintes: 1^a, 2^a com pé-de-cozedura e 3^a de sementeira.

Tabela 41 - Condições utilizadas na simulação do esquema Double-Einwurf

% de separação de xarope rico	7
% de reciclo de xarope de 2 ^a	30
% de reciclo de xarope de 3 ^a	20

Na Figura 17 apresentam-se os resultados obtidos na simulação da variante do esquema Single-Einwurf, utilizando neste as condições representadas na Tabela 43. Os ajustes que se aplicaram neste caso foram os seguintes: 1^a, 2^a de sementeira e 3^a a partir de 2^a Recuperação de sementeira.

Tabela 42 - Condições utilizadas na simulação da variante do esquema Single-Einwurf

% de reciclo de xarope de 2 ^a	20
% de reciclo de xarope de 3 ^a	30

Os dados que se introduziram na simulação dos esquemas são apresentados em anexo.

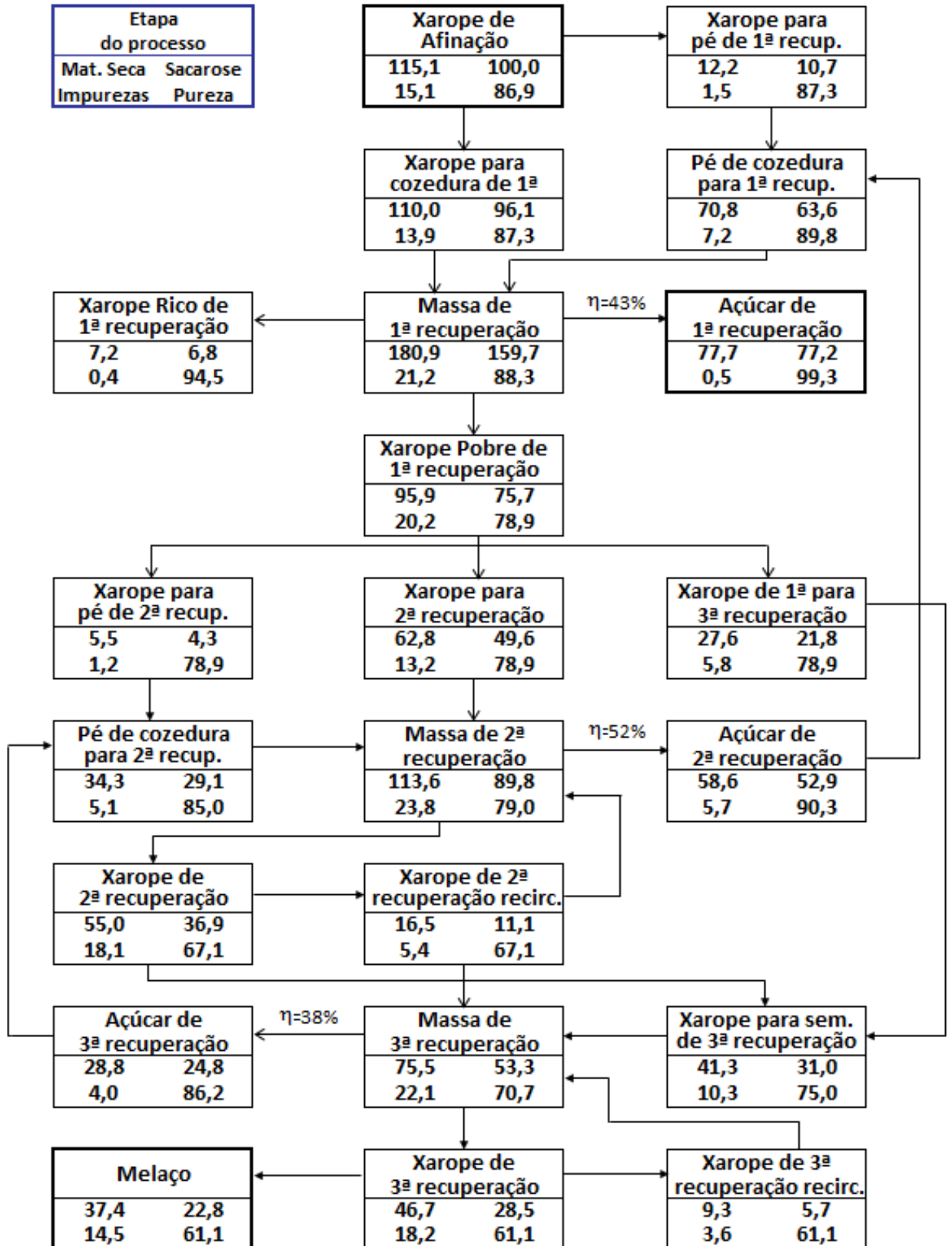


Figura 16 - Resultados obtidos na simulação do esquema Double-Einwurf (dados em toneladas)

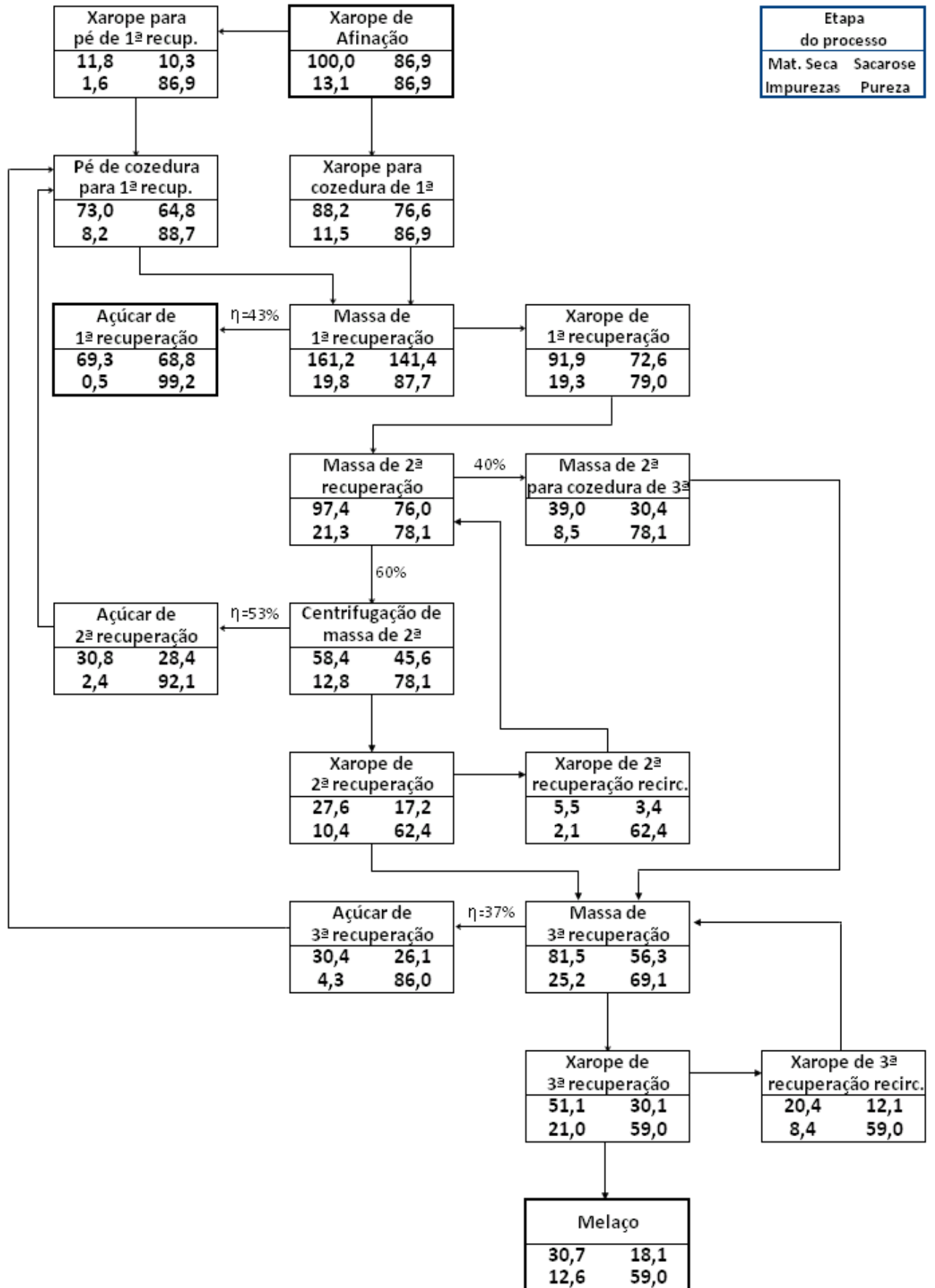


Figura 17 - Resultados obtidos na simulação da variante do esquema Single-Einwurf (dados em toneladas)

De seguida fez-se para os dois esquemas um breve estudo sobre a influência da variação da percentagem de reciclo de xaropes, nomeadamente de xaropes de 2ª e de 3ª recuperação e para o esquema Double-Einwurf ainda se teve em conta a influência da percentagem de separação de xarope rico de 1ª recuperação.

De forma a poder-se visualizar esta influência representaram-se graficamente os lucros, representados pela seguinte equação:

$$L = -C_W \times M_{W_{\text{tol}}} - C_{V_{\text{vap}}} \times M_{V_{\text{vap}}} - C_{X_{\text{AF}}} \times M_{X_{\text{AF}}} + C_{A_{\text{rec}}} \times M_{A_{\text{rec}}} + C_{M_{\text{MeI}}} \times M_{M_{\text{MeI}}} \quad (3.14)$$

em que C_W , $C_{V_{\text{vap}}}$ e $C_{X_{\text{AF}}}$ representam respectivamente os custos da água, do vapor e do xarope de afinação, $C_{A_{\text{rec}}}$ e $C_{M_{\text{MeI}}}$ representam respectivamente os preços de venda do açúcar recuperado e do melaço, $M_{W_{\text{tol}}}$, $M_{V_{\text{vap}}}$ e $M_{X_{\text{AF}}}$ representam a massa de água total, a massa de vapor e a massa de xarope de afinação consumidos e $M_{A_{\text{rec}}}$ e $M_{M_{\text{MeI}}}$ representam a massa de açúcar recuperado e a massa de melaço.

Por uma questão gráfica optou-se por normalizar os lucros (\underline{L}), e representou-se estes em função da pureza de xarope de afinação (P_x) e da pureza de melaço (P_m).

Numa primeira fase analisou-se a influência da percentagem de recirculação e de separação dos xaropes que se nomearam anteriormente para o esquema Double-Einwurf (Figuras 18-21). Começando por efectuar um estudo sobre a influência da percentagem de recirculação de xarope de 2ª nos lucros normalizados. Para tal, manteve-se a percentagem de recirculação de xarope de 3ª igual e variou-se a percentagem de separação de xarope rico de 1ª. Os resultados obtidos são apresentados na Figura 18.

De seguida estudou-se a influência da percentagem de recirculação de xarope de 3ª sobre os lucros normalizados. Para tal, manteve-se a percentagem de recirculação de xarope de 2ª igual e variou-se a percentagem de separação de xarope rico de 1ª. Os resultados obtidos são apresentados na Figura 19.

Depois estudou-se a influência da percentagem de recirculação de xarope de 2ª e também de xarope de 3ª sobre os lucros normalizados, variando-se apenas a percentagem de separação de xarope rico de 1ª. Os resultados obtidos são apresentados na Figura 20.

Por último, estudou-se a influência da percentagem de recirculação de xarope de 3ª sobre os lucros normalizados no caso de não existir separação de xaropes de 1ª e mantendo-se a percentagem de recirculação de xarope de 2ª igual. Os resultados obtidos são apresentados na Figura 21.

Numa segunda fase estudou-se a influência da recirculação de xarope de 2ª para a variante do esquema Single-Einwurf (Figura 22). Como para este esquema não existe separação de xaropes de 1ª só se variou a percentagem de recirculação de xarope de 3ª.

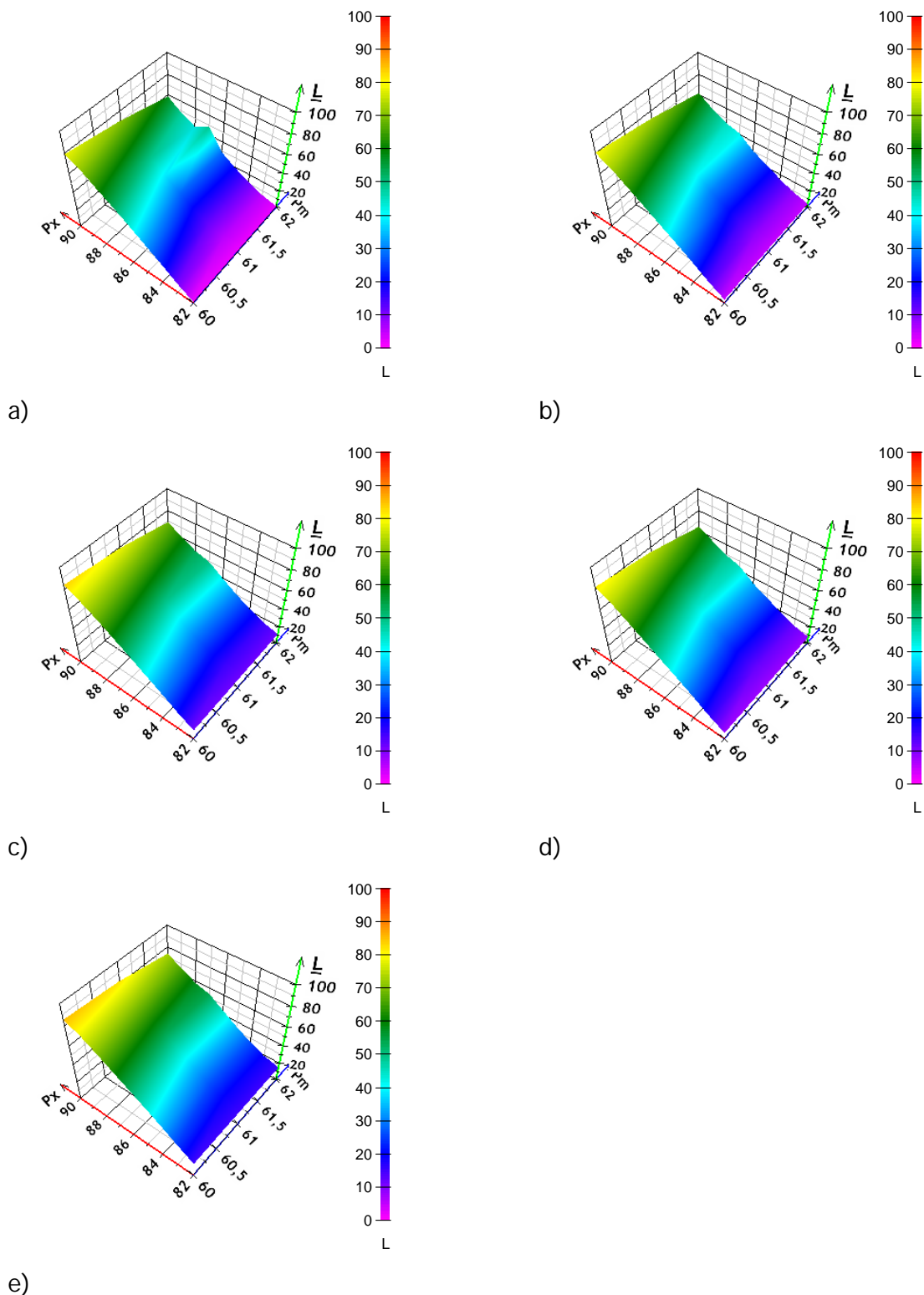


Figura 18 - Resultados da simulação do esquema Double-Einwurf para diferentes % de recirculação de xarope de 2^a:
 a) 0% rec.x2^a; b) 10% rec.x2^a; c) 20% rec.x2^a; d) 30% rec.x2^a; e) 40% rec.x2^a

Na figura 18 encontram-se representados os resultados da simulação do processo para diferentes percentagens de recirculação de xarope de 2^a no caso de manter-se a mesma da percentagem de recirculação de xarope de 3^a; como tal apenas se variou a percentagem de

separação de xarope rico de 1^a. Pode-se observar que para purezas de xarope de afinação entre os 87 e os 90% e purezas de melaço de 60% encontramos os lucros mais altos, e que à medida que a pureza do xarope de afinação vai aumentando os lucros também aumentam. Desta forma, verifica-se que os lucros têm uma proporcionalidade directa com a pureza do xarope de afinação e inversamente proporcional com a pureza do melaço.

Da análise da Figura 18 pode-se ver que aumentando a percentagem de recirculação de xarope de 2^a os lucros vão aumentando ligeiramente, apesar de não ser uma variação significativa, denotando-se que vai aparecendo uma zona amarela no gráfico (Figura 18 a, b, c, d). Na Figura 18 e) (em que não existe recirculação de xarope de 2^a) constata-se que para uma pureza de xarope de afinação de 87% e uma pureza de melaço de 62% se verifica um ligeiro aumento dos lucros.

Por fim, pode-se concluir que a percentagem de recirculação afecta ligeiramente os lucros, devendo preferencialmente recircular-se xarope de 2^a recuperação.

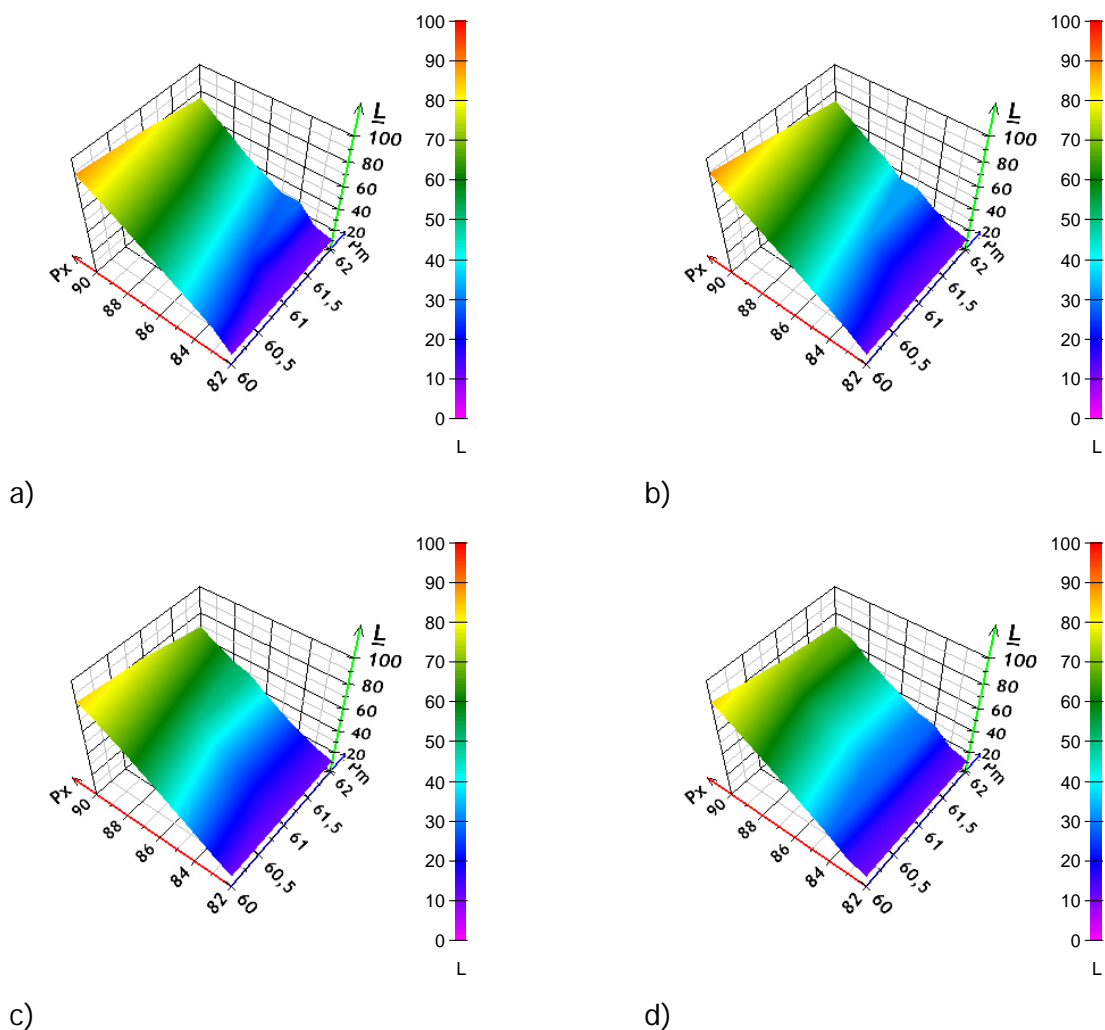


Figura 19 - Resultados da simulação do esquema Double-Einwurf para diferentes % de recirculação de xarope de 3^a:

a) 0% rec.x3^a; b) 10% rec.x3^a; c) 20% rec.x3^a; d) 30% rec.x3^a

Na Figura 19 encontram-se representados os resultados da simulação do processo para diferentes percentagens de recirculação de xarope de 3ª variando-se apenas a percentagem de separação de xarope rico e mantendo a mesma percentagem de reciclo de xarope de 2ª.

Da análise da Figura 19 pode-se observar que aumentando a percentagem de recirculação de xarope de 3ª os lucros diminuem e que para uma pureza de melado de 60% estes são mais altos. Mais uma vez, esta variação não é muito significativa.

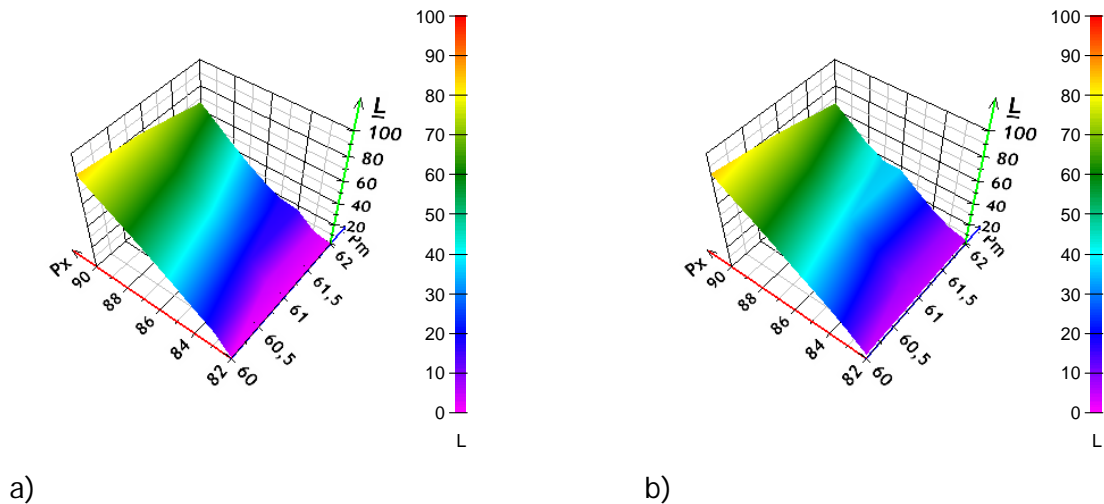


Figura 20 - Resultados da simulação do esquema Double-Einwurf para diferentes % de recirculação de xaropes de 2ª e de 3ª: a) 0% rec.x2ª e 0% rec.x3ª; b) 10% rec.x2ª e 10% rec.x3ª

Na Figura 20 encontram-se representados os dados que se obtiveram na simulação do processo, pretendendo-se ver qual a influência da percentagem de recirculação tanto de xarope de 2ª como de xarope de 3ª, variando apenas a percentagem de separação de xarope rico de 1ª.

Comparando a Figura 20 a), situação em que não existe recirculação de nenhum xarope, com a Figura 18 d), situação adoptada na RAR, constata-se que os lucros na primeira situação são menores quando se trabalha com purezas de xarope de afinação mais baixas, entre os 82 e os 84%, mas se estiverem acima dos 84% a diferença já é mais ténue apesar de os lucros continuarem a ser mais baixos.

Na Figura 20 b) em que se mantém a mesma percentagem de recirculação de xaropes de 2ª e de 3ª, 10%, a tendência é a mesma que a anterior se se comparar com a Figura 18 e). Mas comparando com a Figura 20 a) pode-se concluir que é melhor existir recirculação de xaropes. Pois pela análise da figura pode-se ver que os lucros são mais altos no caso da Figura 20 b), embora a variação não seja muito significativa.

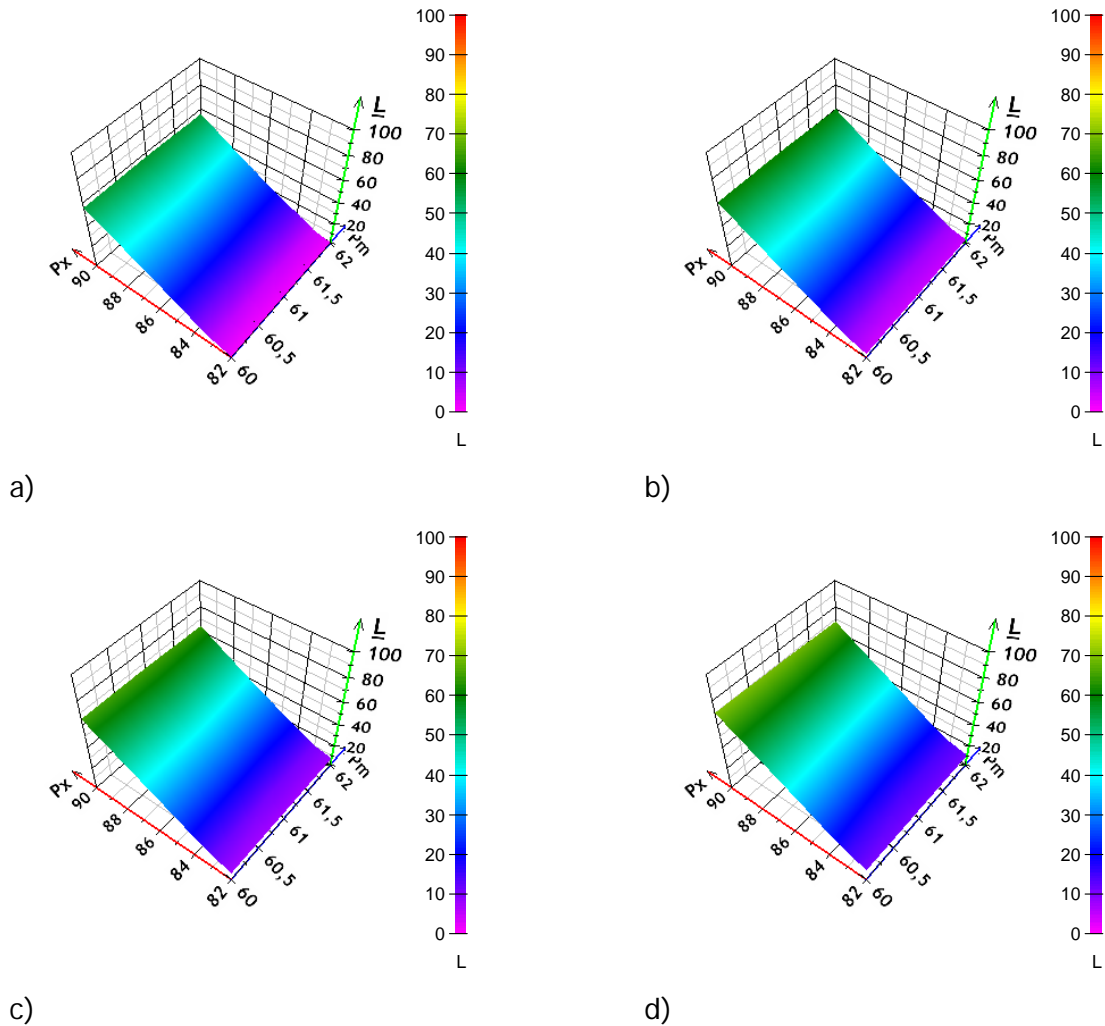


Figura 21 - Resultados da simulação do esquema Double-Einwurf para diferentes % de recirculação de xarope de 2ª no caso de não existir separação de xaropes de 1ª: a) 0% rec.x2ª; b) 10% rec.x2ª; c) 20% rec.x2ª; d) 30% rec.x2ª

Na Figura 21 encontram-se representados os dados que se obtiveram na simulação do processo, pretendendo-se ver qual a influência da percentagem de recirculação de xarope de 2ª caso não exista separação de xaropes de 1ª.

Através da análise da Figura 21 pode-se constatar que à medida que a percentagem de recirculação de xarope de 2ª vai aumentando os lucros também aumentam. Revelando que a percentagem de recirculação de xarope de 2ª influencia os lucros caso não haja separação de xaropes de 1ª.

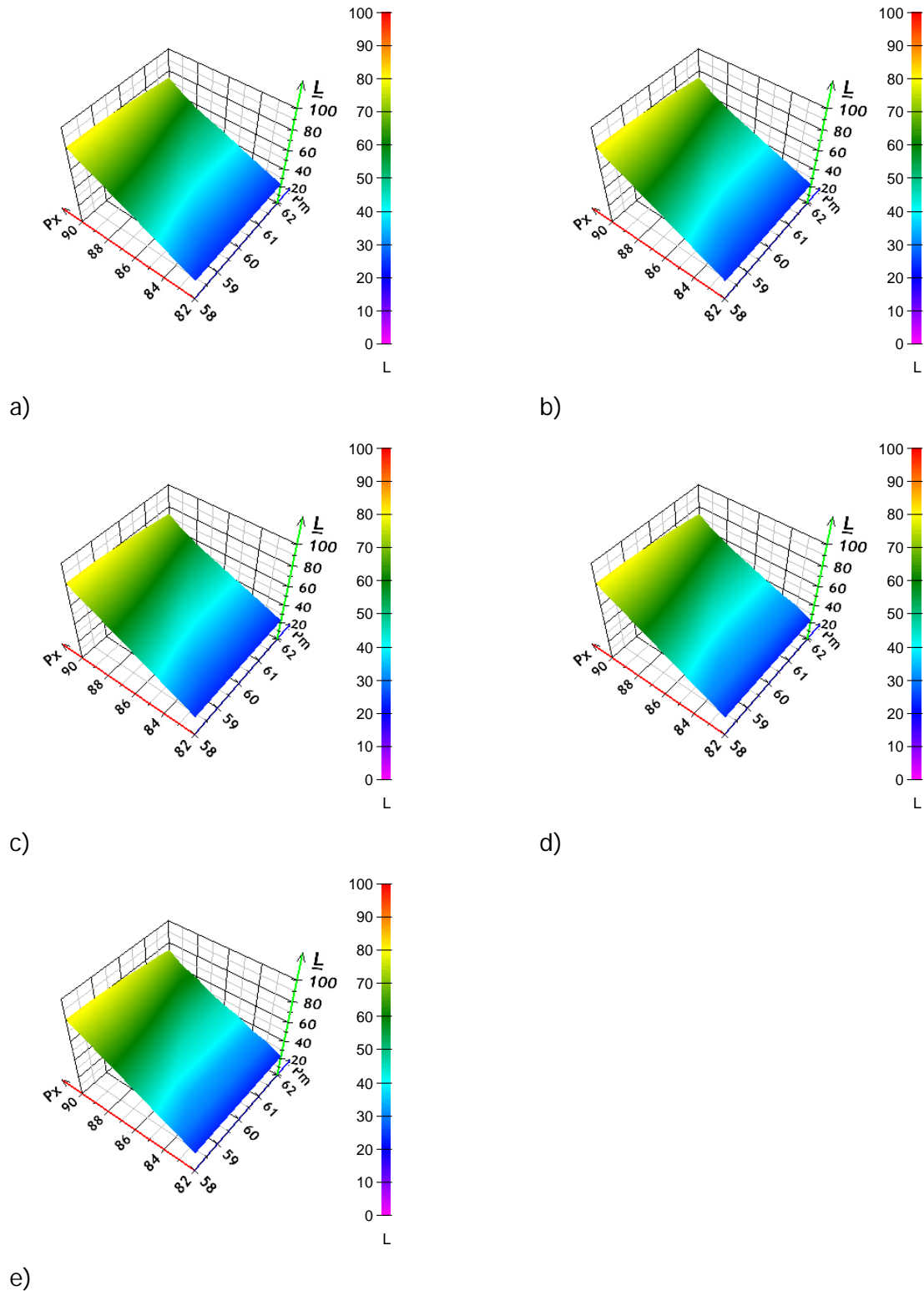


Figura 22 - Resultados da simulação da variante do esquema Single-Einwurf para diferentes % de recirculação de xarope de 2ª: a) 0% rec.x2ª; b) 10% rec.x2ª; c) 20% rec.x2ª; d) 30% rec.x2ª; e) 40% rec.x2ª

Na Figura 22 encontram-se representados os dados obtidos na simulação do processo para a variante do esquema Single-Einwurf, pretendendo-se ver qual a influência da percentagem de recirculação de xarope de 2ª.

Através da análise da Figura 22 pode-se constatar que não há uma variação significativa dos resultados, o que se pode inferir que não havendo separação de xaropes de 1ª a percentagem de recirculação de xarope de 2ª por si só não é uma variável que influencia muito o processo.

Por fim se se comparar a Figura 21 com a Figura 22 pode-se inferir que caso não exista separação de xaropes de 1ª o esquema que apresenta melhores resultados é efectivamente a variante do esquema Single-Einwurf.

4 Conclusões

No projecto descrito na presente tese, analisou-se o sector da recuperação, efectuando para tal balanços, e posteriormente simulou-se o processo tentando otimizar os parâmetros deste sector.

Numa primeira fase, estudou-se a cristalização das massas de recuperação efectuada nos tachos de vácuo. Efectuando os devidos balanços foi possível determinar o seu rendimento, representado pelo conteúdo cristalino, tendo-se obtido valores da ordem dos 50% para a pré-1ª, 1ª e 2ª com pé-de-cozedura, e da ordem dos 40% para a 2ª e 3ª de sementeira.

Numa segunda fase, estudou-se a centrifugação das massas de cozedura efectuando-se também os balanços mássicos de forma a determinar o seu rendimento. À excepção das centrifugações de pré-1ª cujo rendimento é de cerca de 90%, as restantes centrifugações variam desde os 40% aos 60%. Ainda se efectuou uma análise e ajuste das curvas de rendimento às purezas das massas e de açúcar. Os ajustes que se obtiveram adaptaram-se bem à gama de purezas tratada.

Após se terem recolhido todos os dados necessários estudou-se um modo de otimizar os parâmetros do sector de recuperação.

Como tal, estudou-se para os dois esquemas empregues na RAR a influência de recirculação de xaropes de 2ª e de 3ª. Começou-se por analisar o esquema Double-Einwurf e depois a variante do esquema Single-Einwurf.

Primeiramente simulou-se o processo para diferentes percentagens de recirculação de xarope de 2ª no caso da percentagem de recirculação de xarope de 3ª ser a mesma, variando-se somente a percentagem de separação de xarope rico de 1ª. Concluindo-se que a percentagem de recirculação de xarope de 2ª afecta ligeiramente os lucros.

Simulou-se também o processo para diferentes percentagens de recirculação de xarope de 3ª variando-se apenas a percentagem de separação de xarope rico e mantendo-se a mesma percentagem de recirculação de xarope de 2ª, concluindo-se que se diminuirmos a percentagem de recirculação de xarope de 3ª os lucros aumentam, apesar se ser uma variação pouco significativa.

Estudou-se ainda qual a influência da percentagem de recirculação tanto de xarope de 2ª como de xarope de 3ª, variando apenas a percentagem de separação de xarope rico de 1ª. No caso de não existir recirculação de nenhum xarope constata-se que os lucros são menores.

Seguidamente simulou-se o processo, pretendendo-se ver qual a influência da percentagem de recirculação de xarope de 2ª caso não exista separação de xaropes de 1ª. Pode concluir-se

que neste caso à medida que a percentagem de recirculação de xarope de 2ª vai diminuindo os lucros também diminuem, revelando que a percentagem de recirculação de xarope de 2ª influencia os lucros caso não haja separação de xaropes de 1ª.

Para a variante do esquema Single-Einwurf simulou-se o processo de modo a estudar-se a influência da percentagem de recirculação de xarope de 2ª. Pode-se constatar que não há uma variação significativa dos resultados, logo não havendo separação de xaropes de 1ª a percentagem de recirculação de xarope de 2ª por si só não é uma variável que influencia muito o processo.

Em termos comparativos se não existir separação de xaropes de 1ª a variante do esquema Single-Einwurf é a melhor visto se obterem melhores resultados aplicando este esquema.

5 Avaliação do trabalho realizado

5.1 Realizados

O projecto desenvolvido teve como principais objectivos a análise do sector da recuperação e o balanço da cristalização e da centrifugação presentes neste sector. Além destes objectivos, estudou-se um modo de otimizar os parâmetros envolvidos neste sector.

5.2 Outros Trabalhos

No âmbito deste projecto também se efectuaram balanços à pré-primeira recuperação, apesar de sair um pouco dos objectivos deste projecto.

5.3 Limitações e Trabalho Futuro

Uma das principais limitações foi que no período em que o projecto foi desenvolvido só foi consumido um tipo de rama de açúcar, resultando assim numa menor variabilidade de resultados finais por se estar a trabalhar numa gama mais restrita de purezas.

Logo seria de relativa importância desenvolver este projecto com outros tipos de rama, caso estes estejam a ser consumidos na refinaria, de forma a obter-se uma maior gama de resultados.

Seria também importante na simulação computacional estudar outro tipo de esquema que a RAR também pode empregar, nomeadamente a variante do esquema Single-Einwurf com separação de xaropes de 1^a.

5.4 Apreciação final

O projecto que foi desenvolvido na RAR foi interessante no sentido em que foi possível contactar com a realidade industrial, podendo assim contactar-se directamente com os processos existentes na refinaria. Há ainda a acrescentar que este projecto permitiu assimilar conhecimentos que não teriam sido possíveis de outra forma.

Referências

Watson, J. A. (1981). The Recovery of Sucrose From Low Grade Refinery Syrups. *Sugar Technology Review* , 83.

Poel, P. W., Schwartz, T., Schiwelk, H. (1998). Sugar Technology and Cane Manufacture. Bartens

Rein, P. (2007). *Cane Sugar Engineering*. Bartens.

Anexo 1 Dedução de expressão

i) Equação (3.11)

BM à Matéria Seca:

$$M_{MC} \times Bx_{MC} = M_A \times Bx_A + M_X \times Bx_X$$

BM à Sacarose:

$$M_{MC} \times Bx_{MC} \times J = M_A \times Bx_A \times S + M_X \times Bx_X \times X$$

Substituindo:

$$J \times (M_A \times Bx_A + M_X \times Bx_X) = M_A \times Bx_A \times S + M_X \times Bx_X \times X$$

$$M_X \times Bx_X (J - M) = M_A \times Bx_A (S - M)$$

$$\eta = \frac{M_A \times Bx_A}{M_X \times Bx_X} = \frac{(J - M)}{(S - M)}$$

Anexo 2 Dados usados no ajuste do rendimento de centrifugação

Tabela 43 - Dados utilizados no ajuste do rendimento

	J	S	Mpobre	Mrico	η	
	74.8	84.4	63.5		54.07	
3ª de sementeira	72.8	88.6	62.7		39.00	
	73.5	88.4	62.4		42.69	
	70.5	83.5	60.4		43.72	
	75.4	90.3	63.3		44.81	
	71.9	88.6	60.3		40.99	
	71.9	83.6	59.5		51.45	
	72.7	88.4	61.3		42.07	
3ª a partir de 2ª de corte	70.6	85.8	60.1		40.86	
	72.5	81.6	59.3		59.19	
	72.5	84.7	59.0		52.53	
	70.0	84.4	60.3		40.25	
	70.0	85.5	59.9		39.45	
	70.3	81.8	57.8		52.08	
	70.3	93.0	58.0		35.14	
	77.8	87.6	66.3		53.99	
	82.2	91.3	68.5		60.09	
	82.7	93.8	70.8		51.74	
2ª com pé-de-cozedura	81.9	90.8	70.8		55.50	
	82.9	91.9	70.6		57.75	
	78.5	91.8	63.6		52.84	
	77.2	86.1	67.5		52.15	
	79.0	91.9	68.3		45.34	
	76.4	87.7	61.0		57.68	
	76.4	92.6	60.8		49.06	
	76.4	96.1	60.3		44.97	
	76.5	90.3	63.8		47.92	
	76.5	91.5	63.0		47.37	
2ª de sementeira ou de corte	76.5	93.0	62.9		45.18	
	76.2	92.1	62.8		45.73	
	76.2	89.2	60.7		54.39	
	76.2	91.4	61.7		48.82	
	87.9	99.0	79.9		41.88	
	88.9	99.0	80.4	87.8	45.70	
	88.7	99.6	83.4	97.6	32.72	
	86.5	99.5	79.6	96.7	34.67	
	88.5	99.0	80.2	94.2	44.15	
	88.4	99.2	80.2	96.0	43.16	
1ª	84.4	99.3	73.8		41.57	
	84.3	99.3	73.3		42.31	
	84.3	96.3	73.0		48.50	
	84.3	99.9	73.3		41.35	
	84.3	98.9	72.9		43.85	
	94.0	98.6	87.6		58.18	
	94.5	98.6	87.1		64.35	
	93.6	99.1	85.9		58.33	
	Pré-1ª					

Anexo 3 Dados da Simulação Computacional

Nas tabelas seguintes apresentam-se os dados que foram utilizados para simular o esquema Double-Einwurf e a variante do esquema Single-Einwurf adoptados pela refinaria.

Tabela 44 - Dados utilizados na simulação do esquema Double-Einwurf

	Brix (%)	Pur (%)	% de magma
Xarope de Afinação	72.8	86.9	
Massa Cozida de 1 ^a	91.0		8.0
Pé-de-Cozedura 1 ^a	91.4		
Xarope Rico de 1 ^a	66.8	94.5	
Açúcar de 1 ^a	97.5	99.3	9.0
Massa Cozida de 2 ^a	92.4		17.0
Pé-de-Cozedura 2 ^a	91.2		
Açúcar de 2 ^a	96.7	90.3	1.5
Xarope de 2 ^a	78.0		
Massa Cozida de 3 ^a	93.0		19.0
Açúcar de 3 ^a	94.8	86.2	3.0
Xarope de 3 ^a	79.0		
Melaço	75.0		

Tabela 45 - Dados utilizados na simulação da variante do esquema Single-Einwurf

	Brix (%)	Pur (%)	% de magma
Xarope de Afinação	72.8	86.9	
Massa Cozida de 1 ^a	91.3		8.0
Pé-de-Cozedura 1 ^a	91.6		
Pé-de-Cozedura 2 ^a	92.2		
Açúcar de 1 ^a	97.5	99.2	9.0
Açúcar de 1 ^a	97.6	99.3	9.0
Massa Cozida de 2 ^a	92.0		9.0
Açúcar de 2 ^a	97.6	92.1	1.5
Xarope de 2 ^a	78.0		
Massa Cozida de 3 ^a	92.6		16.0
Açúcar de 3 ^a	96.0	86.0	2.0
Xarope de 3 ^a	79.0		
Melaço	75.0		