



**Instituto Politécnico de Tomar**

**Escola Superior de Tecnologia de Tomar**

**Catarina Isabel dos Santos Roseiro  
Marisa Santos Carvalho Pais Baptista**

**DIMENSIONAMENTO DE UMA UNIDADE DE  
PRODUÇÃO DE LEVEDURAS PARA A  
PANIFICAÇÃO**

Projeto

Orientado por:

Mestre Paula Portugal (Escola Superior de Tecnologia de Tomar)  
Doutora Dina Mateus (Escola Superior de Tecnologia de Tomar)

Projeto apresentado  
ao Instituto Politécnico de Tomar  
para cumprimento dos requisitos necessários  
à obtenção do grau de Mestre  
em Tecnologia Química



## RESUMO

---

Este projeto tem como principais objetivos o dimensionamento de uma unidade de produção de leveduras para a panificação bem como o estudo da sua viabilidade económica. O tipo de fermento a produzir é fermento fresco, em creme e em barra sendo, 80% da produção fermento em barra e os restantes 20% fermento em creme.

Efetuuou-se uma análise ao mercado Nacional e verificou-se que em Portugal existe uma única empresa, localizada em Setúbal, que se dedica à produção de leveduras para a panificação, sendo para nós desconhecida a sua produção anual.

Com base em dados do INE foi possível concluir que nos últimos 6 anos Portugal importou em média de 9000 ton/ano e exportou 920 ton/ano de leveduras frescas para a panificação. Com o objetivo de viabilizar o projeto do ponto de vista económico optou-se por uma capacidade instalada para a unidade industrial de 60000 ton/ano, valor bastante superior á média das importações pelo que parte da produção se destina à exportação para o mercado europeu.

De seguida escolheu-se o processo de produção tendo-se optado pelo regime fed batch. Efetuaram-se balanços mássicos e energéticos com a finalidade de determinar os consumos de matérias primas e energia. Dimensionaram-se também os principais equipamentos do processo de fabrico, e efetuou-se uma análise económica.

Da análise económica efetuada conclui-se que se trata de um projeto inviável, pois o cash-flow ilíquido obtido ao longo dos anos é negativo. Este projeto poderia, eventualmente, tornar-se viável revendo a capacidade de produção, com um estudo de mercado mais aprofundado, bem como o tipo de fermento a produzir. Possivelmente, se se implementasse uma linha de produção de fermento seco ativado, isso refletir-se-ia

positivamente na viabilidade do projeto, uma vez que este tipo de fermento é facilmente exportado.

**Palavras-chave:** Levedura panificação, fermento padeiro, *Saccharomyces cerevisiae*, fermentação

## ABSTRACT

---

This project has the main objective the designing an economically viable production unit for bread yeast. The types of yeast to be produce is fresh yeast in cream and bars, 80% bar yeast production and the remaining 20% in cream.

An analysis of national market was conducted and it was found that in Portugal there is one company, located in Setúbal, which dedicates itself to the production of yeast for baking. Their annual production is not known.

Based on data from the INE was able to conclude that in the last 6 years Portugal has imported an average of 9000 tons/year and exported 920 tons/year of fresh yeast for baking. In order to make the project economically valuable the installed capacity for the industrial unit was 60000 tons/year. This production is significantly higher than the average of the imports; the main production is intended for export to the European market.

We proceed to the production process having chosen fed batch process. Then performed mass and energy balances for the purpose of determining the consumption of raw materials and energy. We also re-sized the main equipment of the manufacturing process, and finally an economic analysis was done.

The economic analysis carried out shows that it is not a viable project, because the cash flow obtained over the years is negative. This project could eventually become viable by reviewing production capacity, with a more in-depth market investigation, as well as the type of yeast to produce. Possibly, if a production line of activated dry yeast was incorporated, this would reflect positively on the viability of the project, since this type of yeast is easily exported.

**Keywords:** Bakery yeast, yeast, *Saccharomyces cerevisiae*, Yeast fermentation

# Índice

1. Introdução.....	2
1.1. A Biotecnologia .....	2
1.2. Fermentação.....	3
1.3. A monitorização, a modelização e o controlo do processo.....	6
1.4. O fermento de padeiro .....	7
1.5. Aspectos biológicos da levedura <i>Saccharomyces cerevisiae</i> .....	11
1.6. Aspectos metabólicos da levedura <i>Saccharomyces cerevisiae</i> .....	12
2. O processo de fabrico.....	16
2.1. Leveduras para panificação.....	16
2.2. Tipos de processos .....	16
2.3. Sequência do processo .....	17
2.4. Necessidades nutricionais .....	17
2.5. Características dos melaços e do processo.....	17
2.6. Propagação da levedura .....	18
2.6.1. Fase laboratorial .....	18
2.6.2. Fase Industrial .....	19
2.7. Diagrama de blocos do processo .....	22
2.8. Diagrama do Processo .....	23
3. Análise de Mercado.....	26
3.1. Introdução à análise de mercado.....	26
3.2. Situação do fermento de padeiro em portugal .....	26
3.3. Localização da unidade de produção a projectar .....	27
3.4. Considerações do Projeto.....	27

4.	Balanços mássicos.....	30
4.1.	Introdução aos balanços de massa .....	30
4.2.	Escalonamento anual da produção.....	30
4.3.	Estequiometria da reacção de crescimento do FFC .....	31
4.4.	Determinação da fracção de melação de beterraba na corrente de melação .....	37
4.5.	Balanço mássico à secção de preparação do meio de cultura.....	38
4.5.1.	Balanço à necessidade de melação .....	38
4.6.	Balanços mássicos à secção de propagação da levedura do Fermento.....	43
4.7.	Balanços Mássicos à Secção de Separação e de Purificação do Fermento.....	50
4.7.1.	Balanço à centrífuga do fermento (CL).....	50
4.7.2.	Balanço ao filtro rotativo do fermento em barra .....	52
4.8.	Resumo Balanços Mássicos.....	64
5.	Balanços Energéticos .....	66
5.1.	Introdução aos balanços de energia <sup>[26]</sup> .....	66
5.2.	Balanços energéticos – Introdução aos cálculos.....	66
5.3.	Balanços energéticos à secção de preparação do meio de cultura.....	68
5.3.1.	Balanço ao filtro do melação (unidade FB).....	68
5.3.2.	Balanço ao tanque de mistura de melação (unidade TMM).....	69
5.3.3.	Balanço ao esterilizador de melação (unidade em).....	69
5.4.	Balanço à fase de propagação da levedura .....	70
5.4.1.	Balanço ao 3ºestágio de propagação (unidade F3).....	70
5.4.2.	Balanços ao 1 e 2º estágios de propagação (unidades F1 e F2) .....	71
5.5.	Balanço energético à secção de separação e purificação do fermento.....	71
5.5.1.	Balanço à centrífuga do fermento (unidade CL) .....	71
5.5.2.	Balanço ao permutador de calor .....	72
5.6.	Resumo dos Balanços Energéticos .....	83

6.	Dimensionamentos .....	85
6.1.	Fermentadores – Selecção do tipo de fermentadores.....	85
6.1.1.	Esboço do Projecto Mecânico de um Fermentador .....	97
6.1.2.	Projecto do sistema difusor de ar.....	101
6.2.	Permutadores de Calor.....	104
6.2.1.	Selecção do tipo de sistema de arrefecimento .....	104
6.2.2.	Dimensionamento.....	105
6.2.3.	Cálculo da área total de transferência.....	110
6.2.4.	Permutadores para esterilização de melaços – selecção do tipo de equipamento. ....	112
6.3.	Centrífuga do Fermento .....	114
6.3.1.	Dimensionamento.....	114
6.4.	Filtro Rotativo.....	118
6.4.1.	Seleção do tipo de equipamento .....	118
6.4.2.	Dimensionamento do Filtro Rotativo .....	118
6.5.	Filtro de Beterraba .....	122
6.5.1.	Seleção do tipo de equipamento .....	122
6.5.2.	Dimensionamento.....	123
6.6.	Tanques - Introdução .....	126
6.6.1.	Tanques de Armazenagem.....	126
6.6.2.	Depósitos Intermédios do Processo.....	130
7.	Instrumentação e controlo .....	136
7.1.	Introdução à instrumentação e controlo.....	136
7.2.	Objectivos primários da instrumentação e controlo .....	136
7.3.	Instrumentação e controlo dos fermentadores .....	136
7.3.1.	Parâmetros físicos.....	138

8.	Layout.....	142
8.1.	Introdução ao layout .....	142
8.2.	Localização e disposição dos edifícios .....	143
8.3.	Armazenagem .....	144
8.4.	Segurança.....	144
8.4.1.	A segurança intrínseca do processo.....	144
8.5.	Normalização .....	146
9.	Análise Económica.....	148
9.1.	Custo de investimento.....	148
9.1.1.	Capital fixo .....	149
9.1.2.	Capital circulante.....	151
9.2.	Atualização de Custos.....	152
9.3.	Método de estimativa de custo de capital .....	153
9.4.	Método factorial para estimativa de custos dos principais equipamentos .....	153
9.4.1.	Método de Lang.....	154
9.4.2.	Método estimativas fatoriais pormenorizadas .....	155
9.5.	Estimativa dos custos de aquisição de equipamento .....	157
9.6.	Atualização dos Valores dos Custos.....	159
9.7.	Custos de funcionamento.....	159
9.7.1.	Custos Variáveis.....	159
9.7.2.	Custos Fixos .....	159
9.8.	Cálculo do custo de investimento .....	161
9.8.1.	Determinação do capital fixo.....	161
9.8.2.	Método estimativas fatoriais pormenorizadas .....	167
9.8.3.	Capital circulante.....	167
9.8.4.	Cálculo dos Custos Diretos de Produção.....	168

9.8.5.	Valor Actualizado Líquido (VAL) .....	175
9.8.1.	Taxa Interna Rentabilidade (TIR).....	180
9.8.2.	Tempo para reembolso .....	181
9.9.	Análise da Viabilidade.....	181
10.	Bibliografia.....	183
11.	Anexos.....	189
11.1.	Anexo I.....	189
11.2.	Anexo II.....	190
11.3.	Anexo III .....	191

## Índice de figuras

Figura 1 – Fases do crescimento de um microrganismo em cultura descontínua .....	5
Figura 3 – Representação esquemática da distribuição dos fermentadores e volumes de cada estágio.....	87
Figura 3 – Representação esquemática da circulação do líquido nos fermentadores.....	91
Figura 5 – Selagem por vapor, S-vapor, C-condensado, F-fermentador.....	98
Figura 6 – Esquema sistema difusor de ar.....	101
Figura 7 – Parâmetros mais importantes a considerar no processo de crescimento.....	137

## Índice de tabelas

Tabela 1- Principais elementos presentes em 1kg de fermento de padeiro seco .....	10
Tabela 2 – composição típica dos melaços.....	10
Tabela 3 - Importação de leveduras frescas para a panificação .....	26
Tabela 4 – Exportações de leveduras frescas para panificação .....	27
Tabela 5 – Escalonamento anual da produção.....	31
Tabela 6 – Composição da levedura do ffc .....	31
Tabela 7 - Composição melaços .....	33
Tabela 8 - Cálculo do peso molecular da biomassa.....	35
Tabela 9 – Estequiometria mássica da reacção biológica do fermento fresco .....	37
Tabela 10 - Concentração de alguns componentes nos melaços .....	37
Tabela 11 – Necessidades de açúcar para as diferentes etapas do processo.....	40
Tabela 12 – Composição do melaço de beterraba .....	41
Tabela 13 – Resumo resultados fermentadores .....	97
Tabela 14 – Resumo dos parâmetros dos permutadores .....	112
Tabela 15 – Resumo dos parâmetros do Esterilizador e Pré-Aquecedor .....	113
Tabela 16 – Consumos de amónia a 25% .....	129
Tabela 17 – Dimensionamento dos tanques de armazenagem .....	130
Tabela 18 – Dimensionamento dos depósitos .....	134
Tabela 19 – Custos diretos do capital fixo .....	150
Tabela 20 – Custos indiretos do capital fixo .....	151
Tabela 21 – Fatores típicos para a estimativa do custo de capital fixo do projeto .....	156
Tabela 22 – Equipamento principal da instalação fabril .....	158
Tabela 23 – Custos dos fermentadores .....	162
Tabela 24 – Custos dos tanques.....	163
Tabela 25 – Custos dos depósitos intermédios.....	163
Tabela 26 – Custos dos filtros .....	165
Tabela 27 – Custos dos permutadores .....	166
Tabela 28 – Sumário dos custos dos principais tipos de equipamentos .....	166
Tabela 29 – Custos material-prima.....	168
Tabela 30 – Custos Utilidades .....	169

Tabela 31 - Volumes dos fermentadores nos diversos estágios ..... 190

## Índice de quadros

Quadro 1 - Balanço Mássico ao filtro do melão .....	55
Quadro 2 – Balanço mássico ao tanque misturador de melão .....	56
Quadro 3 – Balanço mássico ao esterilizador de melão .....	57
Quadro 4 – Balanço mássico na fase de propagação do fermento fresco (3º estágio) .....	58
Quadro 5 – Balanço mássico na fase de propagação de fermento fresco (2ºestágio).....	59
Quadro 6 - Balanço mássico na fase de propagação de fermento fresco (1ºestágio) .....	60
Quadro 7 – Balanço mássico à centrífuga .....	61
Quadro 8 – Balanço mássico ao filtro rotativo .....	62
Quadro 9 - Balanço mássico ao tanque misturador 2 .....	63
Quadro 10 – Balanço energético ao filtro do melão .....	73
Quadro 11 – Balanço energético ao tanque de mistura de melão .....	74
Quadro 12 – Balanço energético ao esterilizador de melão.....	75
Quadro 13 – Balanço energético ao fermentador do 3º estágio.....	76
Quadro 14 – Balanço energético ao fermentador do 2º estágio.....	77
Quadro 15 – Balanço energético ao fermentador 1º estágio.....	78
Quadro 16 –Balanço energético à centrífuga do fermento .....	79
Quadro 17 – Balanço energético ao permutador de calor .....	79
Quadro 18 - Balanço energético ao Filtro rotativo .....	81
Quadro 19 - Balanço energético ao frigorífico .....	82

## **Lista de Abreviaturas e Siglas**

TM – Tanque melaço

FB – Filtro de beterraba

TMM -Tanque misturador de melaço

EM – Esterilizador de melaço

TI – Tanque intermédio

LAB - Laboratório

F1 – Fermentador 1º estágio

F2 – Fermentador 2º estágio

F3 – Fermentador 3º estágio

CL - Centrífuga levedura

PC – Permutador de calor

TML1 – Tanque misturador de levedura 1

FR – Filtro rotativo

TML2 – Tanque misturador de levedura 2

EXT – Extrusora

TTF – Tapete transportador de fermento

FRIG - Frigorífico

M1 – corrente 1 melaço

AP1 – água do processo a

ESC – Efluente sólido filtro

M2 – corrente 2 melaço

M3 – corrente 3 melaço

AP2 – água processo 2

M4 – corrente melaço 4

Lab – corrente para laboratório

M5 – corrente 5 melaço

M6 – corrente 6 melaço

M7 – corrente 7 melaço

M8 – corrente 8 melaço

I1 - inóculo 1ºestágio

I2 – inóculo 2ºestágio

I3 - inóculo 3ºestágio

EG1 – efluente gasoso 1

AP3 - água processo 3

AR1 – corrente de ar 1

NH1 – corrente de amónia 1

HP1 – corrente de ácido fosfórico 1

HS1 – corrente de ácido sulfúrico 1

EG2 – efluente gasoso 2

AP4 - água processo 4

AR2 – corrente de ar 2

NH2 – corrente de amónia 2

HP2 – corrente de ácido fosfórico 2

HS2 – corrente de ácido sulfúrico 2

EG3 – efluente gasoso 3

AP5 - água processo 5

AR3 – corrente de ar 3

NH3 – corrente de amónia 3

HP3 – corrente de ácido fosfórico

HS3 – corrente de ácido sulfúrico

AP6 - água processo 6

EL1 – efluente líquido 1

L1 – corrente de levedura 1

L2 – corrente de levedura 2

L3 – corrente de levedura 3

L3a – corrente de levedura em creme que segue para o cliente

L3b – corrente de levedura que segue para fermento em barra

L4 – corrente de levedura que sai do filtro rotativo

AP7 - água processo 7

EL2 – efluente líquido 2

AD – corrente de aditivos

L4a – corrente de levedura que sai do tanque intermédio

L5 – corrente de levedura que sai da extrusora

L5a – corrente de levedura que segue para o frigorífico

# **1. Introdução**

# 1. Introdução

## 1.1. A Biotecnologia

Nos últimos anos tem-se verificado o desenvolvimento exponencial na área da Biotecnologia, com a aparição de novos processos industriais que recorrem a microrganismos. Os processos biotecnológicos têm nos dias de hoje uma grande aplicação em diversos sectores tais como o agroalimentar, a química-fina e farmacêutica, a energia e o ambiente.

Existem várias definições de Biotecnologia. Um documento da *European Foundation for the Improvement of Living and Working Conditions* (1989) que refere a existência de 41 definições no seio da Comunidade Europeia. A *European Federation of Biotechnology* (1994) propõe a seguinte definição:

“Biotecnologia é a integração das Ciências Naturais e das Ciências de Engenharia com vista à aplicação industrial de organismos, células, partes destas e análogos moleculares para a obtenção de produtos e serviços.”

Ou seja, de modo sintético podemos dizer que, a biotecnologia é a aplicação de agentes biológicos no fornecimento de bens e serviços <sup>[1]</sup>.

O uso do termo biotecnologia poderia indicar um só assunto, mas a essência da biotecnologia é a sua natureza multidisciplinar. É necessário juntar diferentes profissionais tais como: engenheiros químicos, microbiólogos, bioquímicos e químicos e engenheiros de sistemas para se conseguir obter o sucesso na aplicação prática da biotecnologia. Este sucesso significa, além do sucesso científico, sucesso também a nível económico, o que introduz mais fatores a ter em conta, principalmente quando se trata de processos em grande escala onde é necessário um investimento considerável em matérias-primas, mão-de-obra e energia. Considerações deste tipo podem muitas vezes levar ao uso de processos contínuos em vez de descontínuos, ou vice-versa.

Um processo biotecnológico pode definir-se como aquele em que há uma utilização de microrganismos (fermentos, bactérias, etc.) e /ou enzimas, podendo ter como objetivo a síntese de compostos químicos intracelulares (proteínas) ou extracelulares (antibióticos), a

produção de biomassa (caso da produção de fermento de padeiro), de alimentos (bebidas), de energia (biogás, etanol) e ainda a despoluição biológica de efluentes.

A generalidade dos processos biotecnológicos pode dividir-se em duas categorias: reações de crescimento microbiano (reações microbiológicas), e reações catalisadas por enzimas (reações bioquímicas ou bio transformações). Os processos biotecnológicos são usados para a produção de uma vasta gama de produtos com diferentes valores comerciais.

Um processo biotecnológico pode então definir-se como aquele em que há uma utilização de microrganismos (fermentos, bactérias, etc.) e/ou enzimas, podendo ter como objetivo a síntese de compostos químicos intracelulares (proteínas) ou extracelulares (antibióticos, álcool), a produção de biomassa (caso da produção de fermento de padeiro), de alimentos (bebidas), de energia (biogás, etanol) ou ainda a despoluição biológica de efluentes (degradação da matéria poluente pelos microrganismos).

## 1.2. Fermentação

O termo “fermentação” tem um significado diferente para bioquímicos e microbiólogos industriais. O significado bioquímico tem a ver com a produção de energia através da degradação de compostos orgânicos, enquanto que industrialmente é usado para descrever qualquer processo de produção que envolva crescimento microbiano, o que inclui a generalidade dos processos biotecnológicos. Há quatro grupos principais de fermentação comercialmente relevantes <sup>[2]</sup>:

- (i) As que produzem biomassa como produto final (produção de levedura de padeiro e de células microbianas para serem usadas como alimento humano ou animal – “single cell protein”);
- (ii) As que produzem enzimas microbianas (proteases, pectinases, amilases);
- (iii) As que produzem metabolitos microbianos;
- (iv) As que modificam um composto adicionado à fermentação – processos de transformação.

Neste último grupo as células são usadas para converter um composto nouro estruturalmente relacionado e economicamente mais valioso. As reacções podem ser catalisadas e incluem desidrogenações, oxidações, hidroxilações, descarboxilações,

desidratações e condensações, isomerizações, nitrificações e desnitrificações. Estes processos microbianos têm algumas vantagens em relação aos processos químicos tradicionais: são específicos, operam a baixas temperaturas e não implicam o uso de catalisadores metálicos fortemente poluentes. Embora a produção de vinagre seja o processo mais conhecido (conversão de etanol em ácido acético), a maioria destes processos envolve a produção de compostos de alto valor acrescentado (esteróides, antibióticos). Em muitos destes processos são usadas células ou enzimas imobilizadas devido às grandes quantidades de biomassa necessárias para catalisar uma só reacção. Estas enzimas ou células imobilizadas podem ser vistas como catalisadores que são reutilizáveis várias vezes.

Os grupos (i), (ii) e (iii) englobam-se numa categoria mais geral de reacções de crescimento microbiano e estão logicamente dependentes da fase de crescimento em que o microrganismo se encontra.

#### Modos de operação

Os processos biotecnológicos podem também ser classificados de acordo com o modo de operação escolhido para o bio-reactor:

- (i) Operação descontínua – não há adição de substrato nem remoção de produto até ao fim do processo;
- (ii) Operação contínua – é continuamente adicionado substrato e retirado produto, permanecendo o volume total dentro do bio-reactor constante;
- (iii) Operação semi-contínua – os nutrientes são alimentados de forma programada, contínua ou intermitente, ao longo do tempo sem remoção do produto.

#### Cultura descontínua típica

Num processo em cultura descontínua típico <sup>[3]</sup> o número de células vivas varia com o tempo de acordo com a Figura 1.

Depois de uma fase de latência (1), que ocorre após inoculação da cultura e pode ser considerado como um período de adaptação, onde não há aumento visível do número de células, ocorre uma ligeira fase de aceleração (2), seguida duma fase de crescimento

exponencial (3), em que as células crescem a uma taxa de crescimento máxima e constante. Naturalmente que as células não se podem multiplicar indefinidamente em cultura fechada e, após uma curta fase de desaceleração (4), aparece uma fase estacionária. Nesta altura a população atinge o seu tamanho máximo. Eventualmente poderá ocorrer um declínio do número de células viáveis numa última fase – fase de morte celular (6).

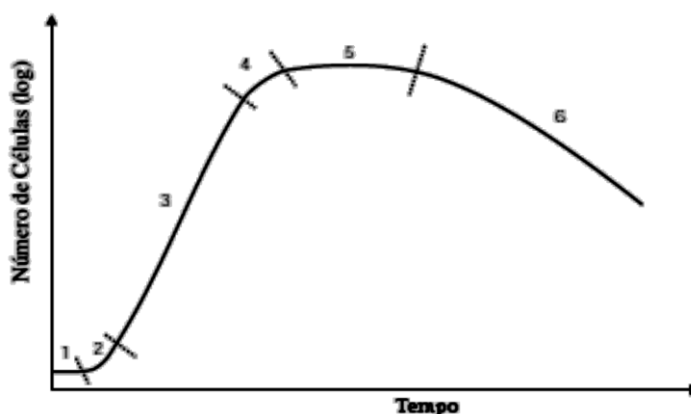


Figura 1 – Fases do crescimento de um microrganismo em cultura descontínua

Cada fase tem grande importância nos processos microbianos. Por exemplo, se se pretender obter um máximo de densidade celular no fim do processo, é importante minimizar a duração da fase de latência e maximizar a taxa de crescimento e a duração da fase exponencial.

Durante a fase exponencial produzem-se metabolitos essenciais ao crescimento das células como aminoácidos, nucleótidos, proteínas, ácidos nucleicos, lípidos, polissacáridos, etc. Estes produtos são designados por metabolitos primários e muitos deles têm uma importância económica considerável. A nível industrial são produzidos por fermentação etanol, ácido cítrico, acetona e butanol, ácido glutâmico, lisina e vitaminas, entre outros, geralmente com grandes rendimentos e baixo valor comercial.

Durante a fase estacionária ou em fases de crescimento muito lento, algumas culturas microbianas sintetizam compostos que aparentemente não têm nenhuma função no metabolismo celular – metabolitos secundários. Muitos destes metabolitos têm atividade antimicrobiana, outros são inibidores de enzimas específicas, alguns são promotores de

crescimento e muitos têm propriedades farmacológicas (antibióticos, vitaminas). Assim, os metabolitos secundários são a base de muitos processos fermentativos, apresentando normalmente um alto valor comercial devido a um baixo rendimento. As enzimas são normalmente incluídas neste grupo.

### Operação semi-contínua

O conceito de operação semi-contínua é utilizado desde o início do século 20 <sup>[4]</sup>. Na produção de biomassa a partir de malte *wort*, admitiu-se que a concentração em malte deveria ser mantida baixa, de forma a evitar a produção de etanol.

Neste modo de operação conseguem-se, no final da fermentação, rendimentos do produto desejado superiores aos obtidos nas fermentações contínuas e nas descontínuas. A operação semi-contínua é superior aos dois outros modos, principalmente em fermentações com produção paralela de produtos não desejados. Uma das vantagens é a flexibilidade no controlo da concentração de substratos limitantes, evitando a ocorrência de inibição ou repressão catabólica. Por todas as razões enumeradas anteriormente, a operação semi-contínua foi aceite para a produção de biomassa. Esta técnica tem, adicionalmente, vindo a ser empregue na produção industrial de antibióticos, aminoácidos, enzimas, vitaminas, biomassa, polissacáridos, culturas de ADN recombinante e vários compostos orgânicos de importância comercial <sup>[5]</sup>.

### 1.3. A monitorização, a modelização e o controlo do processo

As estratégias e tipos de controlo empregues na indústria química podem, também, ser aplicados à indústria alimentar. No entanto, existem dois problemas no controlo de processos de fermentação <sup>[6]</sup>. O primeiro é a falta de sensores em linha adequados e fiáveis para a medição das variáveis de controlo, nomeadamente, biomassa e produtos. O outro problema baseia-se na falta de conhecimento sobre os processos em análise. Alguns microrganismos, como a *Saccharomyces cerevisiae* e a bactéria *Escherichia coli*, têm sido estudados nas últimas décadas, restando, no entanto, algumas questões por resolver. Os processos de fermentação lidam com organismos vivos, nos quais ocorrem um vasto número de reações bioquímicas.

Os microrganismos possuem um sistema regulatório complexo e o sistema de controlo externo manipula apenas o ambiente externo, sempre com o objetivo de afetar os mecanismos intracelulares.

### A operação assistida por computador

A operação assistida por computador de processos industriais representa, hoje em dia, uma metodologia de trabalho vital para a competitividade industrial.

Desde as funções de aquisição de dados, passando pela interpretação dos mesmos, em linha e tempo real, até ao controlo do processo propriamente dito, incluindo a utilização de sistemas periciais, o computador assume uma duplicidade de funções na operação de processos, não só como ferramenta de estudos, mas também na sua qualidade de meio fundamental de execução das estratégias desejadas.

Uma instalação industrial, deverá ter no seu projecto os meios instrumentais, computacionais e de programas que permitam de um modo flexível, desenvolver e testar metodologias e soluções para os problemas acima mencionados que ainda hoje limitam os rendimentos das unidades industriais.

Existem na literatura diversos artigos referentes à automatização dos processos biotecnológicos, focando os requisitos e metodologias adoptadas, bem como propostas de soluções para implementação prática <sup>[7]/[8]/[9]/[10]/[11]/[12]</sup>.

É certo que existem no mercado soluções informáticas que, na generalidade, satisfazem requisitos básicos de aquisição de dados e de controlo. Contudo, num projecto de médio prazo que vise o desenvolvimento de estratégias de controlo de processos, aquisição de programas comerciais revela-se, frequentemente, dispendiosa e/ou limitante.

#### 1.4. O fermento de padeiro

O fermento de padaria, também conhecido como fermento fresco, é utilizado nas indústrias de panificação para fazer levedar a massa, é composto essencialmente de células vivas de levedura *Sacharomyces cerevisiae*.

O pão é um alimento democrático visto que a maioria das pessoas ao redor do mundo o conhece. A sua história está ligada diretamente à do Homem, sendo que a profissão de padeiro é uma das mais antigas e importantes do mundo. Ao que tudo indica os primeiros pães foram produzidos à cerca de 10 mil anos, na antiga Mesopotâmia, onde a farinha era usada somente em sopas e papas. Com o tempo foram acrescentando mel, ovos e carnes à mistura, formando “bolos” que antecederam o pão. Eles eram cozidos sobre pedras quentes ou debaixo de cinzas. Os egípcios foram os primeiros a usarem fornos e acrescentar líquido fermentado para deixar a massa mais leve e macia. O pão era o alimento básico no Egito e servia para pagar salário: um dia de trabalho valia três pães e duas jarras de cerveja. Na Roma antiga, o pão era feito, inicialmente, pelas mulheres em casa, só depois surgiram as padarias públicas.

O ar contém uma quantidade enorme de microrganismos, nomeadamente esporos de fungos de levedura (*Saccharomyces cerevisiae*), que encontram nas massas de pão as condições adequadas para se alimentar do amido da farinha. Em consequência da ação desses microrganismos, o amido divide-se em anidrido carbónico ( $\text{CO}_2$ ) e álcool. As bolhas do gás carbónico não conseguem escapar através da superfície e fazem inchar (crescer) a massa, tornando-a fofa. Durante a cozedura ácido carbónico e álcool conseguem escapar, mas o seu efeito fica, na porosidade, sabor e aroma do pão.

No entanto, a industrialização trouxe formas mais rápidas de produzir pão. O fermento de padeiro, que na grande maioria é utilizado para a fermentação do nosso pão, é um concentrado de leveduras (*Saccharomyces cerevisiae*). Como concentrado que é, torna a fermentação mais rápida e mais intensa.

Historicamente a cultura inicial para pães fermentados consistia na biota natural presente na massa do padeiro (pedaço de massa contendo uma porção do fermento guardada para ser utilizada na próxima fermentação). Essa massa normalmente continha uma mistura de leveduras e bactérias, sendo a levedura responsável pela ação fermentativa.

Gradualmente o fermento do pão foi sendo substituído pelo fermento de destilarias, que apresentava maior capacidade fermentativa e proporcionava melhor sabor ao produto. O processo de fabricação do fermento (biomassa) foi sendo aperfeiçoado ao longo do século XIX, tendo ocorrido vários avanços tecnológicos, destacando-se entre eles dois principais: a introdução do arejamento no processo e a alimentação gradual da fonte de carbono e energia ao reator arejado.

A produção industrial de fermento de padeiro iniciou-se há mais de 100 anos na Europa, provavelmente na Holanda, embora os sinais da sua utilização sejam bastante anteriores<sup>[13]</sup>. Este processo tem vindo a ser aperfeiçoado desde então, tendo sofrido vários saltos tecnológicos como o arejamento contínuo na fermentação<sup>[13]</sup> e a alimentação lenta de açúcar ao reator (entre 1915 e 1920). Este tipo de alimentação foi proposta independentemente por dois cientistas S. Sak e F.F. Hayduck. Esta proposta corresponde à introdução da operação semi-contínua (“fed-batch”) em fermentadores, método muito utilizado actualmente noutros processos em biotecnologia. Novos processos foram implementados com a utilização de culturas puras e com a utilização de melaços (em 1920)<sup>[14]</sup>. Recentemente tem-se direccionado a atenção para o controlo automático do processo que tem como objectivo controlar a adição de substrato de modo a manter uma elevada produtividade, evitando assim a perda de rendimento por excesso de glucose no meio e consequente produção de etanol. Em 1961, propuseram o princípio da alimentação de melaços baseado na concentração de etanol nos gases de saída do reactor, mas a falta de sensores a baixo custo e fiáveis dificultou a implementação prática desta técnica.  
[15]/[16]/[17]

O fermento de padeiro é produzido aerobicamente num meio rico em melaços, amónia, sais, fosfatos, vitaminas e anti-espuma. Na produção de fermento a maioria destes componentes são fornecidos pelos melaços e pela água.

Tendo por base a análise elementar do fermento de padeiro seco, é possível calcular a respectiva composição qualitativa e quantitativa. A Tabela 1 apresenta uma composição típica<sup>[18]</sup>. Trata-se de uma composição média que pode diferir segundo a estirpe e com as condições físicas e químicas do meio.

Tabela 1- Principais elementos presentes em 1kg de fermento de padeiro seco

Elemento	Composição média (g)
Carbono	480
Oxigénio	310
Azoto	80
Hidrogénio	70
Potássio	20
Fósforo	15
Magnésio	3
Cálcio	2
Enxofre	2
Resto	18
Total	1000
Zn,Fe,Cu,Na,Mn,Mo	Vestígios

Na produção de fermento de padeiro os substratos mais utilizados são os melaços de cana e de beterraba. A sacarose presente nos melaços é hidrolisada no exterior da célula pela enzima invertase e é transportada para as células de fermento de padeiro como glucose e frutose. A composição dos melaços varia com a tecnologia utilizada nas refinarias tal como com as condições de produção agrícola do país e também com as condições climáticas. Este facto afecta constitui um problema problema na produção de fermento de padeiro. A composição típica dos melaços é apresentada na Tabela 2 <sup>[18]</sup>.

Tabela 2 – composição típica dos melaços

Elemento	Concentração (%)
Água	17-25
Sacarose	30-40
Glucose	4-9
Frutose	5-12
Outras substâncias reductoras	1-5
Outros polissacáridos	2-5
Composto de azoto	2-6
Ácidos sem azoto	2-9
Fosfolípidos, esterois	0,1-1

Os outros requisitos nutricionais são o azoto e o oxigénio. A fonte de azoto, além de já estar presente nos melaços, é adicionada ao meio como forma de amónia, sais de amónia ou ureia. No caso do oxigénio, as necessidades médias são cerca de 1 g de oxigénio por grama de biomassa produzida.

A fermentação da levedura dá-se a 30°C, esta temperatura encontra-se entre a temperatura à qual se obtém um rendimento máximo de biomassa em açúcar (28,5°C) e a temperatura à qual se atinge a taxa de crescimento máxima (32°C).

O pH, tal como a temperatura, também é uma solução de compromisso <sup>[18]</sup>. É vantajoso operar a um pH baixo para evitar a contaminação. Contudo a taxa de crescimento é máxima para pH 4,0-5,5. O valor usado para a maior parte do processo fermentativo ronda os 4. Perto do fim, aumenta-se o pH até cerca dos 5,5 devido a requisitos de qualidade. Se o pH for baixo, os pigmentos presentes nos melaços são facilmente absorvidos pela levedura e a concentração de amónia que cora a levedura é maior. Para que o produto final tenha um tom mais claro, aumenta-se o pH e suspende-se a alimentação de amónia.

Uma fermentação industrial típica apresenta uma produtividade volumétrica de cerca de 2,5-3,0 kg/m<sup>3</sup> /h <sup>[18]</sup>.

### 1.5. Aspectos biológicos da levedura *Saccharomyces cerevisiae*

As leveduras são fungos unicelulares, ao contrário dos bolores, que são multicelulares, contudo, esta não é uma definição precisa. Muitos fungos, na verdade considerados leveduras, podem produzir diferentes graus de micélio <sup>1</sup>. As leveduras são diferenciadas das bactérias pela maior dimensão da sua célula, pelo formato oval e por possuírem um núcleo celular definido, leveduras podem ter o formato alongado, elíptico ou esférico. As células de leveduras típicas variam entre 5 e 8 µm de diâmetro, sendo algumas ainda maiores. Culturas ditas “velhas” de leveduras costumam possuir células menores. A maior parte das leveduras importantes em alimentos multiplica-se por gemulação.

---

<sup>1</sup> Parte vegetativa dos cogumelos que procede dos esporos e produz as frutificações.

Usualmente para os engenheiros químicos o crescimento microbiano é definido como o aumento de material celular expresso em termos de massa celular ou em termos do número de células. A reprodução da *S. cerevisiae* ocorre com a formação de um broto<sup>2</sup> (também chamado de gémula). Quando este broto cresce até determinado tamanho ela separa-se da célula mãe originando uma nova célula, ocorrendo duplicação de células aproximadamente a cada três horas. Nesta velocidade, tendo como origem uma única célula, após três dias de reprodução, chega-se a quase 17 bilhões de células. Esta forma de reprodução é chamada de brotamento, gemulação ou cissiparidade. Em condições adversas a reprodução pode ocorrer de forma sexuada, através da esporulação, e ainda por fissão<sup>[19]</sup>.

O crescimento dos microrganismos é função de diversas variáveis de natureza física do meio (temperatura, pH, viscosidade) bem como da natureza química do meio (nutrientes – fontes de carbono, azoto, oxigênio dissolvido, dióxido de carbono e outros). A interação entre meio de cultura e os microrganismos pode ser influenciada pelo tempo de alimentação do meio no reator e pela remoção do meio de cultura.

As leveduras são nutricionalmente microrganismos heterotróficos, ou seja organismos que podem obter energia e fonte de carbono a partir de compostos orgânicos, sendo o seu crescimento dependente de uma variedade de compostos orgânicos e alguns nutrientes minerais<sup>[15]</sup>. Metabolicamente as leveduras são predominantemente anaeróbios facultativos, ou seja tanto crescem na ausência de ar (fermentação) como na sua presença (respiração ou metabolismo oxidativo).

### 1.6. Aspectos metabólicos da levedura *Saccharomyces cerevisiae*

No cultivo de células microbianas, animais e vegetais em laboratório, tais como as leveduras, é necessário, para se conhecer as suas características/propriedades, determinar o seu crescimento, bem como monitorizar as suas conversões. É utilizada uma grande variedade de nutrientes para os fins anteriormente referidos, incluindo-se fonte de carbono, azoto, enxofre, fósforo, oxigênio, vitaminas e sais minerais.

---

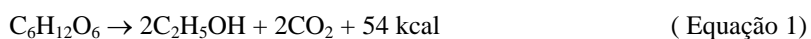
<sup>2</sup> Rebento de plantas

Após o procedimento de inoculação, a célula desenvolve o seu metabolismo, a fim de produzir energia para suportar as suas reações biossintéticas e de manutenção energética. As moléculas-combustíveis (hidratos de carbono, lípidos, proteínas) utilizadas pela célula contêm um nível elevado de energia química, devido ao seu alto grau de ordem estrutural, apresentando, relativamente, baixa entropia. Durante o catabolismo (formação ou degradação da energia), essas substâncias são degradadas para moléculas menores, como dióxido de carbono, água, álcoois, etc. Como resultado dessa transformação, a molécula-combustível sofre uma perda do seu conteúdo de energia livre (forma de energia capaz de realizar trabalho a temperatura e pressão constantes). A energia livre libertada durante as reações do catabolismo, e por isso chamadas de exo energéticas, é conservada na forma de energia química nas ligações covalentes de certos compostos, como nas moléculas de adenosina tri-fosfato, ATP.

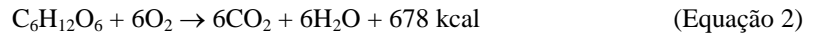
Os processos biossintéticos (anabolismo), transporte ativo através da membrana e mobilidade celular envolvem reações endo energéticas (carentes de energia). As células têm necessidades atendidas através da energia produzida durante o catabolismo.

A levedura *Saccharomyces cerevisiae* cresce em glucose segundo três importantes vias metabólicas, podendo, contudo ocorrer outras vias dependendo das condições do meio de cultura.

Na presença de altas concentrações de glucose (ou na ausência de oxigénio) ocorre a chamada fermentação da glucose ou crescimento fermentativo com produção de etanol e dióxido de carbono. Esta etapa é relativamente pouco eficiente, apresentando um rendimento energético de aproximadamente duas moléculas de ATP (adenosina tri-fosfato) por molécula de glucose<sup>[20]/[21]</sup>. A conversão glucose a etanol é descrita pela



A oxidação da glucose é predominante em culturas aeróbias para baixas concentrações de glucose. É uma via energética mais eficiente que a anterior, apresentando um rendimento energético de 39 moléculas de ATP por molécula de glucose oxigenada. Esta via oxidativa também conhecida como crescimento respiratório, pode ser representada pela Equação 2<sup>[20]/[21]</sup>.



O etanol formado pela via fermentativa é consumido por via oxidativa, como substrato, após a exaustão da glucose.

Para concentrações de glucose superiores ao valor crítico (esse valor pode variar dependendo da cepa) a via respiratória e a fermentativa podem ocorrer paralelamente, caracterizando neste caso um regime respiro-fermentativo. No interior da célula a glucose é metabolizada. Os organismos libertam e armazenam energia de moléculas orgânicas por meio de uma série de reações controladas, ao invés de ocorrer uma única libertação de energia. Para extrair energia de compostos orgânicos e armazenar na forma química, os organismos passam por eletrões de um composto a outro por meio de uma série de reações de oxidação e redução.

Uma sequência de reações químicas catalisadas enzimaticamente, ocorrendo numa célula é chamada de via metabólica. O catabolismo dos hidratos de carbono (especialmente a glucose), quebra da molécula orgânica para produzir energia é, portanto, de grande importância para a compreensão do metabolismo celular.

## **2. O processo de fabrico**

## 2. O processo de fabrico

### 2.1. Leveduras para panificação

As leveduras para panificação podem ser comercializada fresca ou seca.

O fermento de padeiro fresco, tem 72 % humidade e 8 a 9% de azoto em base seca. O fermento seco activo tem cerca de 7% de azoto em base seca, tem maior estabilidade e menor poder de fermentação. <sup>[15]/[17]</sup>

O fermento seco activo pode ser comercializado de duas formas: a normal que contém 7,5 a 8,5% de humidade ou instantâneo que contém 5 a 6% de humidade, sendo que este é obtido por processo mais dispendioso (secagem efetuada em leito fluidizado) e tem menor estabilidade.

Este projecto irá contemplar a produção de fermento fresco em creme com 80% de humidade e fermento fresco em barra com 70% de humidade.

Os fermentos frescos em creme e em barra irão ser produzidos nos mesmos fermentadores, sendo que posteriormente terão linhas de pós-fermentadores diferentes.

### 2.2. Tipos de processos

Os processos de produção de fermento de padeiro podem ser de 2 tipos: contínuos e semi-descontínuos ou “fed-batch”.

Opta-se por um processo semi-descontínuo, pois os processos contínuos apresentam algumas desvantagens que devem ser tidas em conta, tais como: qualidade inferior devido a alterações fisiológicas na levedura (mutações), problemas acrescidos de contaminações, economicamente desfavorável devido aos custos do investimento do sistema de fermentadores em série (que envolve um elevado número de tanques) e à sua baixa produtividade. <sup>[22] / [25]</sup>

### 2.3. Sequência do processo

O processo de produção de fermento de padeiro é sumariamente constituído pela seguinte sequência:

- Preparação do meio de cultura;
- Propagação da levedura;
- Separação e purificação do produto;
- Empacotamento e Armazenamento.

### 2.4. Necessidades nutricionais

O substrato (fonte de energia e de carbono) é fornecido pelos melaços.

Os nutrientes: azoto é fornecido pela amónia, o fósforo é fornecido pelo ácido fosfórico, o potássio, magnésio e cálcio são fornecidos pelo melaço.

Os factores de crescimento vitaminas grupo B, principalmente a biotina e também a tiamina e ácido pantoténico.

O micro-elemento enxofre é fornecido pelo ácido sulfúrico que é simultaneamente regulador de pH.

O teor de proteína em bruto é inferior a 45 – 50% em base seca.<sup>[22]/[23]</sup>

### 2.5. Características dos melaços e do processo

Os melaços em bruto apresentam as seguintes características<sup>[22]</sup>:

- densidade 80 a 90 ° Brix;
- pH entre 6,5 – 8,5;
- 80 a 85% de sólidos, dos quais até 60% podem ser açúcares assimiláveis pela levedura.

Cada carregamento é diferente, por esse motivo é necessário realizar análises laboratoriais (só depois se decide adicionar sais minerais e vitaminas).

Os melaços são muito viscosos, pelo que será necessário diluí-los com água do processo.

Há duas hipóteses para tratar o melaço: clarificar e posteriormente esterilizar, ou esterilizar primeiro e clarificar depois.

A opção de clarificar primeiro e esterilizar depois é preferível, tendo em conta que quando se efectua o processo ao contrário (esterilizar e depois clarificar) este permite remover os produtos caramelizados na esterilização, há um aumento da probabilidade de contaminações e existe um aumento do “fouling” no clarificador.

Optou-se pelo melaço de beterraba, pois este tem menos sólidos e produz um fermento mais claro.

No processo de fermentação o pH tem de baixar para 4,5 – 6,5.

A esterilização com alta temperatura durante pouco tempo evita a deteriorização

A esterilização propriamente dita pode ser efectuada com vapor directamente ou em permutador de placas, onde atinge os 140 a 145°C e tempos na ordem dos poucos segundos).

O arrefecimento é efectuado com água pura, que também promove a diuição, sendo que o valor ótimo para os fermentadores é 30°C a 40% (massa de açúcar).

Entre o esterilizado e os fermentadores todas as condutas e outros equipamentos que entrem em contacto com o meio de cultura são esterilizados com vapor.

## 2.6. Propagação da levedura

### 2.6.1. Fase laboratorial

A fase laboratorial é composta pelas seguintes etapas<sup>[24]</sup>:

- Ampolas (liofilização ou congelação para conservar);

- Reanimação em meio asséptico com água (30 minutos);
- Passa para um balão com 50 ml de extrato de malte (meio muito rico em nutrientes);
- 2 a 4 dias em balão de vidro que contém 5 litros de meio de cultura (melaços com 5% de açúcar);
- Obtém-se 125g de levedura;
- Passa para um fermentador de 1850 litros em funcionamento aeróbio em batch, com temperaturas entre os 29 a 32°C, pH entre 3,4 a 4,5, durante 24 horas, obtendo-se uma concentração final de levedura com 8% em base seca.
- O resultado do reator anteriormente mencionado é transferido para o processo industrial propriamente dito. Formou-se algum álcool que é absorvido no 1º estágio como fonte de carbono.

#### 2.6.2. Fase Industrial

A eficiência da multiplicação da levedura é a razão entre a biomassa produzida e a massa de açúcares fermentáveis fornecida pelo substrato.

$$\frac{dx}{dt} = \mu x$$

Onde:

$\mu$  – velocidade instantânea de crescimento ( $\text{h}^{-1}$ )

$x$  – concentração de massa de células (g/l)

Integrando obtém-se:

$$x = x_0 e^{\mu t}$$

Se  $\mu \geq 0,23$  grande fermentação alcoólica.

Assim,  $\mu < 0,2$  ao longo da propagação. Há que ajustar as condições de operação de que  $\mu$  depende (exemplo: concentração de substrato, temperatura, taxa de oxigenação e pH).

Lei de Monod:

$$\mu = \frac{\mu_{max} \times S}{S + K_S}$$

Sendo:  $\mu$  a velocidade instantânea de crescimento máximo,  $S$  a concentração do substrato e  $K_S$  a constantes de saturação do substrato.

Para a “*Saccharomyces cerevisiae*”:  $K_S=25$  mg glucose  $l^{-1}$

Quanto maior o  $S$  maior a taxa específica de crescimento, que caso não haja inibição tende assintoticamente para  $\mu_{max}$  à medida que  $S$  tende para infinito..

Se a concentração de glucose for superior a 0,1 a 0,2 % (m/m) há um aumento da fermentação alcoólica, provocando a inibição a síntese de enzimas respiratórias (efeito de Crabtree).

O meio de cultura é adicionado continuamente e de uma forma crescente para acompanhar o aumento da biomassa <sup>[22]</sup>.

O ar fornecido é pouco solúvel em água ( a 30°C a sua concentração de saturação é de 7ppm).

O filtro de ar a utilizar deverá ser de politetrafluoretileno com poros de 0,2  $\mu m$  (filtro esterizável com vapor). Porosidade de cerca de 80% (baixa queda de pressão).

Pode injectar-se  $O_2$  puro no ar para enriquecer, mas há limites máximos para o crescimento das células.

A temperatura ótima do processo é 30°C.

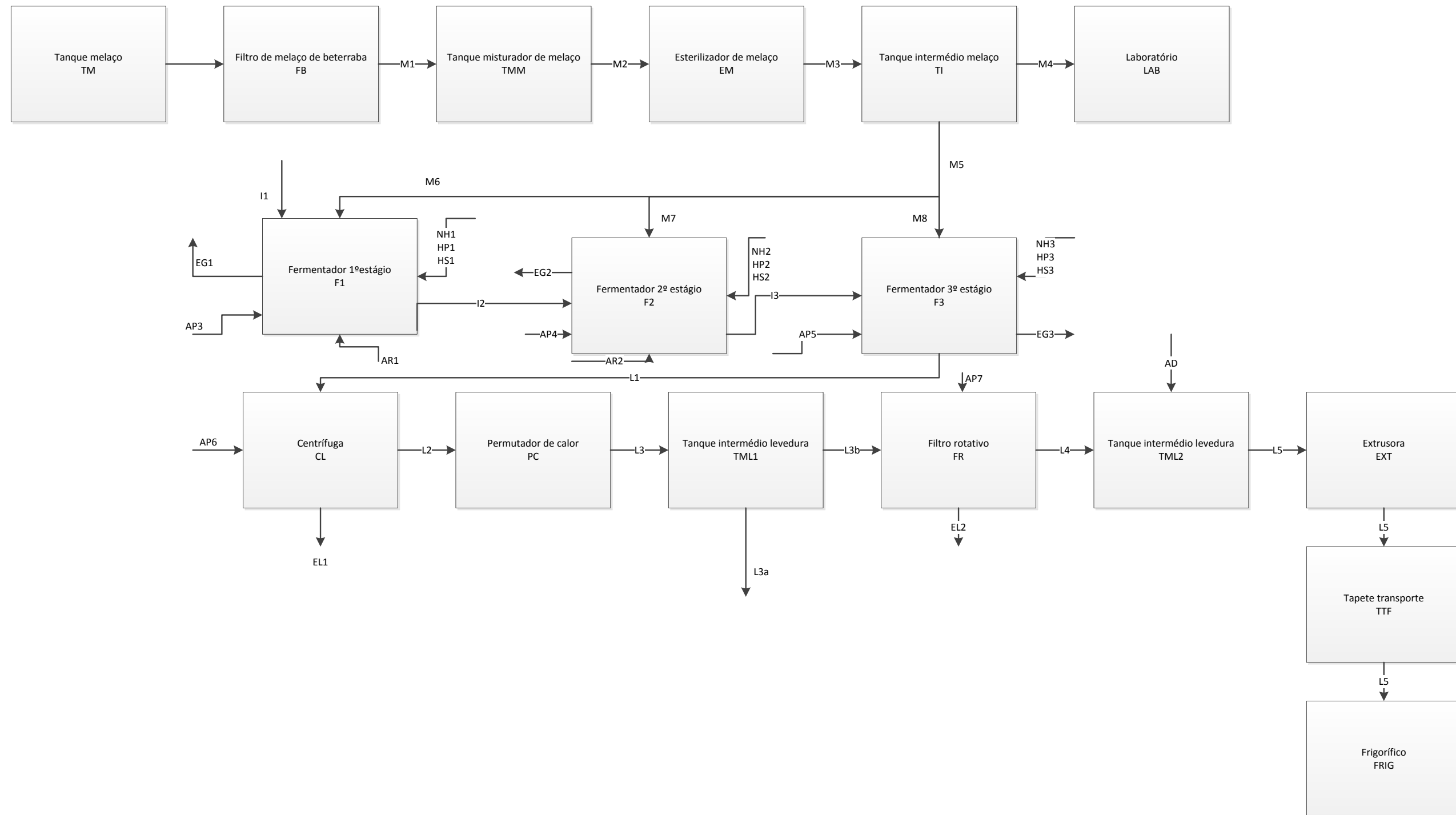
pH ótimo aproximadamente 4,1 controlado por doseamento de ácido sulfúrico a 5%, é adicionado amónia a 25% como fonte de azoto e é adicionado ácido fosfórico como fonte de fósforo.

A adição de anti-espumas (de preferência naturais) para diminuir a tensão superficial, devido às proteínas no meio de fermentação.

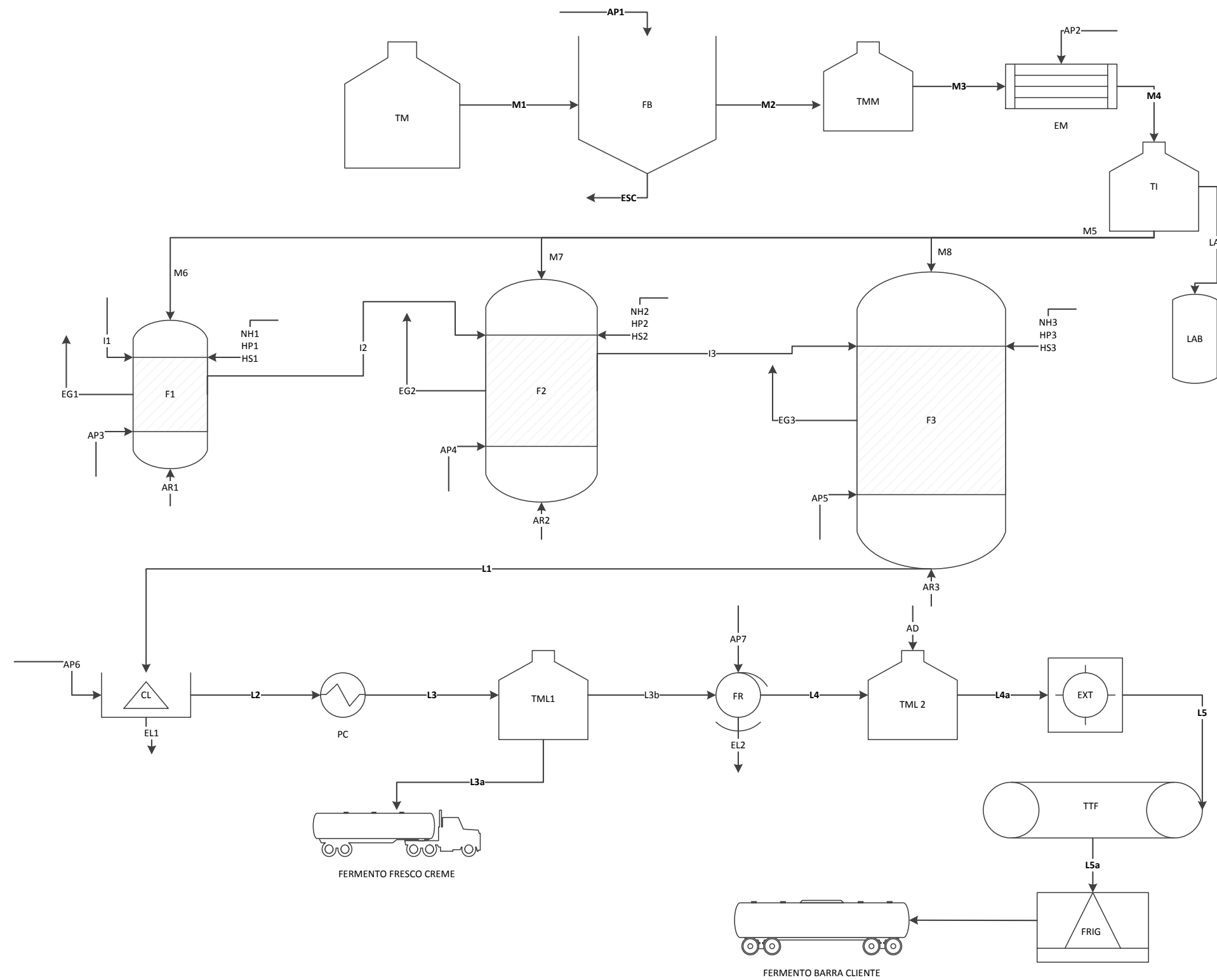
Aguardar o tempo de maturação (após suspender o substrato) promove a estabilidade do fermento produzido. <sup>[25]</sup>

A concentração máxima de células (x), no final, de cada fermentador é de 10% em massa, se tivermos valores superiores podemos vir a ter problemas de descarga e oxigenação das células mais difícil.

2.7. Diagrama de blocos do processo



2.8. Diagrama do Processo



**Legenda equipamentos:**

TM – Tanque melaço  
FB – Filtro de beterraba  
TMM -Tanque misturador de melaço  
EM – Esterilizador de melaço  
TI – Tanque intermédio  
LAB - Laboratório  
F1 – Fermentador 1º estágio  
F2 – Fermentador 2º estágio  
F3 – Fermentador 3º estágio  
CL - Centrífuga levedura  
PC – Permutador de calor  
TML1 – Tanque misturador de levedura 1  
FR – Filtro rotativo  
TML2 – Tanque misturador de levedura 2  
EXT – Extrusora  
TTF – Tapete transportador de fermento  
FRIG - Frigorífico

**Legenda correntes:**

M1 – corrente 1 melaço  
AP1 – água do processo a  
ESC – Efluente sólido filtro  
M2 – corrente 2 melaço  
M3 – corrente 3 melaço  
AP2 – água processo 2  
M4 – corrente melaço 4  
Lab – corrente para laboratório  
M5 – corrente 5 melaço  
M6 – corrente 6 melaço  
M7 – corrente 7 melaço  
M8 – corrente 8 melaço  
I1 - inóculo 1ºestágio  
I2 – inóculo 2ºestágio  
I3 - inóculo 3ºestágio

**Legenda correntes:**

EG1 – efluente gasoso 1  
AP3 - água processo 3  
AR1 – corrente de ar 1  
NH1 – corrente de amónia 1  
HP1 – corrente de ácido fosfórico 1  
HS1 – corrente de ácido sulfúrico 1  
EG2 – efluente gasoso 2  
AP4 - água processo 4  
AR2 – corrente de ar 2  
NH2 – corrente de amónia 2  
HP2 – corrente de ácido fosfórico 2  
HS2 – corrente de ácido sulfúrico 2  
EG3 – efluente gasoso 3  
AP5 - água processo 5  
AR3 – corrente de ar 3  
NH3 – corrente de amónia 3  
HP3 – corrente de ácido fosfórico  
HS3 – corrente de ácido sulfúrico  
AP6 - água processo 6  
EL1 – efluente líquido 1  
L1 – corrente de levedura 1  
L2 – corrente de levedura 2  
L3 – corrente de levedura 3  
L3a – corrente de levedura em creme que segue para o cliente  
L3b – corrente de levedura que segue para fermento em barra  
L4 – corrente de levedura que sai do filtro rotativo  
AP7 - água processo 7  
EL2 – efluente líquido 2  
AD – corrente de aditivos  
L4a – corrente de levedura que sai do tanque intermédio  
L5 – corrente de levedura que sai da extrusora  
L5a – corrente de levedura que segue para o frigorífico

## **3. Análise de Mercado**

### 3. Análise de Mercado

#### 3.1. Introdução à análise de mercado

Há dois componentes do plano de negócios que se relacionam com o marketing da organização: a Análise de Mercado e a Estratégia de Marketing.

A Análise de Mercado estabelece a relação da empresa no mercado onde atua, com os clientes e com os concorrentes.

A Análise de Mercado permite ainda conhecer de perto o ambiente onde a empresa e o produto se localizam, pela concorrência e pelo consumidor.

#### 3.2. Situação do fermento de padeiro em Portugal

Atualmente, em Portugal existe uma unidade fabril que se dedica à produção de leveduras frescas e secas para panificação, sendo que não conseguimos obter qualquer informação da sua capacidade actual de produção.

As informações que obtivemos foram gentilmente cedidas pelo Instituto Nacional de Estatística.

Tabela 3 - Importação de leveduras frescas para a panificação<sup>3</sup>

Anos	Quantidade em ton
2005	10043,051
2006	9954,622
2007	9364,125
2008	8456,621
2009	10630,707
2010	5269,743
2011	8688,904

---

<sup>3</sup> Dados fornecidos pelo INE

Tabela 4 – Exportações de leveduras frescas para panificação<sup>4</sup>

Anos	Quantidade em ton
2005	318,04
2006	3,191
2007	300,027
2008	1186,045
2009	465,26
2010	418,33
2011	562,517

### 3.3. Localização da unidade de produção a projectar

A unidade a projectar irá ser instalada na Zona Industrial e Logística de Sines. A escolha desta localização foi tomada tendo em conta principalmente as acessibilidades tanto rodoviárias, como ferroviárias e principalmente marítimas (para receber o melão de beterraba, que provém maioritariamente da América do Sul).

### 3.4. Considerações do Projeto

Para tornar este projeto mais real, decidimos atribuir-lhe um nome com o respectivo logotipo.

**BaYe Portugal<sup>®</sup>**

A escolha do nome “BaYe Portugal” tem o seguinte significado “ Bakery Yeast Portugal”.

Com esta análise de mercado estabelece-se que a unidade de produção “ Baker’s Yeast Portugal”, situada em Sines irá iniciar a sua produção em 2013 (ano zero do projeto) e considera-se para tempo de vida da unidade fabril 20 anos.

---

<sup>4</sup> Dados fornecidos pelo INE

A sua capacidade de produção será de 60000 toneladas/ano, muito superior ao valor actual de importações (cerca de 8689 toneladas em 2011). A escolha desta capacidade deve-se ao fato de se efetuar um projeto seja rentável.

Toda a produção que não for absorvida pelo mercado nacional, poderá ser exportada para os países mais próximos, nomeadamente Espanha e França.

Admitimos que esta unidade trabalha 347 dias/ano, 24 h/dia, sendo que os restantes dias são para manutenção, paragens e imprevistos.

## **4. Balanços Mássicos**

## 4. Balanços mássicos

### 4.1. Introdução aos balanços de massa

Os balanços de massa constituem a base de projeto de qualquer processo produtivo. Um balanço global de massa estabelecido sobre todo o projeto (balanço global) determinará as quantidades de matérias-primas necessárias e os produtos produzidos. Balanços sobre cada uma das unidades do processo (balanços parciais) estabelecem os caudais e as composições das correntes desse mesmo processo. <sup>[26]</sup>

Os balanços de massa são também instrumentos úteis no estudo do funcionamento da instalação e na eliminação ou redução das dificuldades. Podem ser usados para verificar a eficiência do funcionamento face ao projeto, para extrapolar os valores, muitas vezes em número limitado, disponíveis a partir da instrumentação, para verificar calibrações de instrumentos e para localizar causas de perda de material.

A equação geral da conservação de massa para qualquer sistema em processamento pode escrever-se do seguinte modo:

Matéria acumulada = Matéria que entra – matéria que sai + matéria produzida – matéria consumida

### 4.2. Escalonamento anual da produção

$$\frac{\textit{Produção de matéria seca(ton)}}{\textit{ano}} = \frac{\textit{Produção}}{\textit{ano}} (1 - \textit{humidade})$$

$$\frac{\textit{Produção de matéria seca}}{\textit{ano}} (\%) = \frac{\textit{massa de matéria seca de levedura}}{\textit{massa total de matéria seca de levedura}}$$

$$\frac{\textit{Nº de partidas}}{\textit{ano}} = \textit{fração de matéria seca de levedura} \times \frac{\textit{Nº Total de partidas}}{\textit{ano}}$$

$$\frac{\text{Produção (kg)}}{\text{partida}} = \frac{\frac{\text{produção de matéria seca de levedura}}{\text{ano}}}{\frac{\text{n}^\circ \text{ de partidas}}{\text{ano}} (1 - \text{perdas})}$$

Após efetuar os cálculos, obtemos os seguintes resultados (Tabela 5).

Tabela 5 – Escalonamento anual da produção

Tipo de Fermento	Produção Anual (ton/ano)	Produção de Matéria Seca Anual		Nº de Partidas (partidas/ano)	Produção por partida (ton)
		(ton/ano)	%		
F.F.B.	44100	13230	77,78%	431,5	30,660
F.F.C.	18900	3780	22,22%	123,3	30,660
Total	63000	17010	100,00%	554,8	–

### 4.3. Estequiometria da reacção de crescimento do FFC

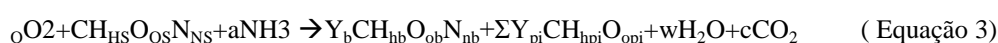
Existem na literatura diferentes composições para a levedura de FFC. Opta-se pela composição indicada em<sup>[23]</sup>, por constituir uma média de valores apresentados anteriormente por outros autores (ver Tabela 6).

Tabela 6 – Composição da levedura do ffc

Elemento	Composição <sup>[21]</sup>	Peso molecular	mol/100g de	mol/mol de
	mássica (%)	(g/mol)	levedura seca	carbono
	A	PM	B=A/PM	D=B/B (Carbono)
Carbono	46,0	12,011	3,83	1,00
Oxigénio	32,0	15,999	2,00	0,52
Azoto	8,5	14,007	0,61	0,16
Hidrogénio	6,0	1,008	5,95	1,55
Cinzas	7,5	-	-	-
TOTAL	100,0	-	-	-

As cinzas são constituídas por diversos sais minerais, representando cada um, de *per si*, uma parcela desprezável no estabelecimento da equação estequiométrica.

Apesar do crescimento da célula englobar muitas reações químicas, o resultado final pode-se representar por uma só equação, que envolve apenas os produtos do metabolismo mais representativos. Esta, inclui sempre a fórmula da célula (Tabela 6, coluna D), dependendo os outros termos dos nutrientes e fontes de energia disponíveis. A forma geral (para qualquer microrganismo) da equação de crescimento aeróbico (Equação 3), utilizando a amónia como fonte de azoto, é:



o, a, Y<sub>b</sub>, Y<sub>pi</sub>, w e c são os coeficientes estequiométricos para O<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, biomassa, o iésimo produto metabólico, H<sub>2</sub>O e CO<sub>2</sub>, respectivamente. Os índices s, b e pi referem-se ao substrato, biomassa iésimo produto, respectivamente.<sup>[27]</sup>

No caso específico da levedura do FFC, os Y<sub>pi</sub> podem ser considerados nulos, i.e., não há formação de produtos em quantidades que justifiquem serem considerados nestes cálculos. Todos os outros são diferentes de zero, mas contudo desconhecidos. Para os determinar é necessário ter em atenção os seguintes pontos:

#### i) Composição dos melaços

A composição dos melaços admitida encontra-se indicada na Tabela 7.

A quantidade de açúcares fermentáveis (reduzíveis) é contabilizada em termos de massa de açúcares, sendo esta obtida após a sua inversão pela enzima invertase (segregada pela levedura).

Tabela 7 - Composição melaços<sup>[23]</sup>

Constituinte	melaço de beterraba	melaço de cana
Quantidade total de açúcar redutível após inversão (% massa)	47-58	50-58
Quantidade total de nitrogénio (% massa)	0,2-2,8	0,1-0,6
$\alpha$ -Amino nitrogénio, N (% massa)	0,36	0,03
Fósforo, P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (% massa)	0,02-0,07	0,01-0,08
Cálcio, CaO (% massa)	0,15-0,7	0,15-1,0
Magnésio, MgO (%)	0,01-0,1	0,25-0,8
Potássio, K <sub>2</sub> O(% massa)	2,2-5,0	0,8-2,3
Zinco, Zn ( $\mu$ g/g)	30-50	5-20
Quantidade total de carbono, C (% massa)	28-34	28-33
Quantidade total de cinzas (% massa)	4-11	3,5-7,5
Enxofre, SO <sub>3</sub> (% massa)	0,3-0,4	-
Biotina ( $\mu$ g/g)	0,01-0,13	0,9-1,8
Pantotenato de cálcio ( $\mu$ g/g)	40-100	16
Inositol ( $\mu$ g/g)	5000-8000	2,5
tiamina ( $\mu$ g/g)	1-4	-
pirodixina ( $\mu$ g/g)	2,3-5,6	-
riboflavina ( $\mu$ g/g)	0-0,75	-
Ácido fólico ( $\mu$ g/g)	0,21	-

Este tipo de reação é necessário devido ao facto dos melaços serem constituídos por diferentes tipos de açúcares, que têm diferentes graus de assimilação pelas células:<sup>[22]</sup>

-Açúcares simples: são monossacarídeos, tais como a frutose, glucose e maltose. São isómeros de fórmula química  $C_6H_{12}O_6$  e são diretamente assimiláveis.

-Açúcares mais complexos (p.ex. sacarose e rafinose), não são diretamente assimiláveis pelas células. Têm de ser previamente hidrolisados a monossacarídeos no exterior da célula pela ação da enzima invertase.

-Açúcares muito complexos: não são hidrolisáveis pela invertase, são muito dificilmente assimilados.

Convém salientar que a produção de invertase pela *Sacharomyces cerevisiae* é tão rápida que os açúcares simples e complexos são assimilados com a mesma velocidade.

Outro aspeto a ter em conta é que este tipo de reação consome moléculas de água. Assim sendo, esta não pode ser contabilizada devido ao desconhecimento da composição dos melaços em cada um dos vários tipos de açúcares fermentáveis que os constituem.

Tendo em conta as considerações mencionadas anteriormente, é imediato que a fórmula química mais correta a utilizar para o substrato na Equação 3 das células é  $C_6H_{12}O_6$ .

## ii) Rendimento da reação biológica

Na literatura encontram-se diferentes definições para o rendimento da reação, dependendo do ênfase que se queira dar a um determinado produto envolvido na produção de biomassa e/ou estado da biomassa (base húmida ou seca). Neste trabalho usa-se um dos mais citados: [25]

$$\eta = \frac{\text{biomassa produzida}}{\text{massa de açúcar (C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6\text{ consumido)}}$$

Sendo que assume-se que<sup>[25]</sup> :  $\mu=0,5$

Tendo em conta o que foi referido em i), pode-se reescrever a Equação 3 da seguinte forma:



Podem então estabelecer-se os seguintes balanços aos elementos:

$$C - Y_b + c = 6 \quad \text{(Equação 5)}$$

$$H - 1,55 Y_b + 2w - 3a = 12 \quad \text{(Equação 6)}$$

$$O - 0,52 Y_b + 2c + w - 2o = 6 \quad \text{(Equação 7)}$$

$$N - 0,16 Y_b - a = 0 \quad \text{(Equação 8)}$$

De ii),

$$Y_b = \frac{\frac{180g \text{ açúcar}}{\text{mol açúcar}} \times \frac{\eta \text{ g biomassa}}{\text{g açúcar}}}{\frac{26,09^* \text{ g biomassa}}{\text{mol biomassa}}}$$

\* este factor determinou-se a partir da Tabela 6, somando os elementos da coluna D após a multiplicação pelo respectivo peso molecular (PM) e adicionando ainda a massa correspondente às cinzas (Tabela 8)<sup>[27]</sup>

Tabela 8 - Cálculo do peso molecular da biomassa

Elemento	Peso molecular	mol/mol de C	g elemento
	(g/mol)		/mol biomassa
	PM	D=B/B(C)	E=DxPM
carbono	12	1	12
oxigénio	16	0,52	8,36
azoto	14	0,16	2,22
hidrogénio	1	1,55	1,55
Total	-	-	24,13

Tendo em conta que o rendimento fixado baseia-se em resultados experimentais publicados e não em considerações teóricas (pois só nestas se pode falar de uma fórmula química para a biomassa com um peso molecular facilmente calculável a partir desta), na determinação da biomassa tem de se ter em conta os 7,5% de cinzas que a constituem.

Assim sendo, tem-se:

$$\frac{24,13 \text{ g biomassa}}{\text{mol biomassa}} \times \frac{100\%}{92,5\%} = \frac{26,09 \text{ g biomassa}}{\text{mol biomassa}}$$

As equações enumeradas anteriormente, 5 a 8 constituem um sistema de equações lineares que pode ser representado na forma matricial:

$$\begin{array}{ccccc|c|c|c|c} \hline 1 & 0 & 0 & 1 & 0 & & Y_b & & 6 \\ \hline 1,55 & -3 & 0 & 0 & 2 & & a & & 12 \\ \hline 0,52 & 0 & -2 & 2 & 1 & x & o & = & 6 \\ \hline 0,16 & -1 & 0 & 0 & 0 & & c & & 0 \\ \hline 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & & w & & 3,45 \\ \hline \end{array}$$

A sua resolução conduz aos seguintes valores para os coeficientes estequiométricos:

$$Y_b = 3,45 \qquad c = 2,55$$

$$a = 0,551 \qquad w = 4,16$$

$$o = 2,53$$

Tendo em conta os coeficientes acima determinados, a equação estequiométrica pode ser escrita do seguinte modo:



(Equação 9)

Em termos mássicos, para cálculos posteriores, tendo como base 1 mol de  $\text{CO}_{0,52}\text{N}_{0,16}\text{H}_{1,55}$ , os valores estequiométricos estão na Tabela 9.

Tabela 9 – Estequiometria mássica da reacção biológica do fermento fresco

Componente	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	$\text{O}_2$	$\text{NH}_3$	$\text{CO}_{0,52}\text{N}_{0,16}\text{H}_{1,55}$	$\text{CO}_2$	$\text{H}_2\text{O}$
Unidade	(g)	(g)	(g)	(g)	(g)	(g)
Massa	52,24	23,44	2,72	26,12	32,57	21,71

#### 4.4. Determinação da fracção de melaço de beterraba na corrente de melaço

A fracção de melaço é um parâmetro que depende essencialmente de dois fatores: preço e composição.

A composição, varia com o local de onde provém, como a época do ano e outros fatores, no entanto fixamo-la para os cálculos, tendo em conta a gama apresentada na Tabela 10.

Tabela 10 - Concentração de alguns componentes nos melaços

Constituinte	Melaço de beterraba	Melaço de cana
Quantidade total de açúcar redutível após inversão (% massa)	52,5	54
Fósforo $\text{P}_2\text{O}_5$ (% massa)	0,045	0,045
Biotina ( $\mu\text{g/g}$ )	0,07	1,35

Existem diferentes critérios que poderiam ser adotados, com base nas composições dos melaços, para determinar a fracção de melaço de cana na corrente. Neste trabalho optamos por tomar como componente determinante a vitamina biotina que, como já foi referido, assume um papel fundamental no celular. Assim, tendo em atenção os seguintes pontos:

- Composição dos melaços em biotina e açúcar (Tabela 7)

- Composição da levedura em biotina igual a 1,6 µg/g <sup>[22]</sup>
- Rendimento da reação biológica, η=0,5

Assim sendo, passamos a calcular:

Biotina presente nos melaços = b

b = biotina de que a célula necessita x η

$$b = \frac{1,6 \times 10^{-6} \text{ kg biotina}}{\text{kg melaço beterrada}} \times \frac{0,5 \text{ kg levedura}}{\text{kg açúcar}}$$

$$b = \frac{0,8 \times 10^{-6} \text{ kg biotina}}{\text{kg de açúcar}}$$

sendo, o k a fração de melaço de beterraba presente na corrente de melaço:

$$\frac{k \times 0,07 \times 10^{-6} \frac{\text{kg biotina}}{\text{kg melaço beterraba}}}{0,525 \frac{\text{kg açúcar}}{\text{kg melaço beterraba}}} + (1 - k) \times \frac{1,35 \times 10^{-6} \frac{\text{kg biotina}}{\text{kg de melaço de cana}}}{0,54 \frac{\text{kg açúcar}}{\text{kg melaço cana}}}$$

$$= 0,8 \times 10^{-6} \frac{\text{kg biotina}}{\text{kg de açúcar}}$$

$$\frac{k \times 0,07 \times 10^{-6}}{0,525} + (1 - k) \times \frac{1,35 \times 10^{-6}}{0,54} = 0,8 \times 10^{-6}$$

Resolvendo a equação, obtém-se: k=0,72

A razão obtida (k) tem um valor próximo do que vem referido em <sup>[22]</sup> (80%)

#### 4.5. Balanço mássico à seção de preparação do meio de cultura

Neste subcapítulo serão efetuados os cálculos de modo a que seja satisfeita a necessidade de melaço para a produção do fermento fresco.

##### 4.5.1. Balanço à necessidade de melaço

A necessidade de melaço é calculada tendo em conta a produção de levedura e do rendimento.

As unidades consumidoras de melaço são os 1º, 2º e 3º estágios de propagação, com um rendimento de 0,5 (como já foi referido anteriormente nos cálculos estequiométricos), e a fase laboratorial, com um rendimento de 0,36 (ver a Anexo I).

Utilizando como base de cálculo = uma partida.

No 3º estágio obteve-se 30,66 ton de biomassa (ver Tabela 5).

Sabendo que no final da partida a concentração de levedura seca deverá ser de 8 a 10%, definimos o valor de 8% como parâmetro de operação, logo, a massa que vamos ter no final deste estágio é:

$$Massa\ total = \frac{30,66}{0,08} = 383,25\ ton$$

Tendo em conta que neste processo existe uma octuplicação de massa de levedura (fator de multiplicação da biomassa igual a 8), como já foi anteriormente referido, temos que a massa inicial do estágio (inóculo) é 1/8 da massa final:

$$Massa\ de\ inóculo = \frac{30660}{8} = 3833\ kg$$

Logo, a quantidade de levedura seca que se produz será:

$$30,66\ ton - 3,833\ ton = 26,827\ ton\ de\ levedura\ seca$$

Tendo em atenção a definição de rendimento, e assumindo o valor do mesmo 0,5, como já foi mencionado anteriormente:

$$Massa\ de\ açúcar\ necessária = \frac{26,827\ ton}{\eta} = \frac{26,827}{0,5} = 53,654\ ton$$

Sendo que, o que se produz no estágio anterior é o inóculo do seguinte, e que o factor de multiplicação e a concentração de levedura no final são iguais em todos os estágios, podem efectuar-se cálculos idênticos para os estágios a montante do 3º (resultados compilados na Tabela 11).

Na fase laboratorial, só a terceira etapa tem consumo de melaço significativo. Nesta fase, o fator dão e a concentração de levedura no final são iguais em todos os estágios, os cálculos

a efetuar são e multiplicação da biomassa é de 950<sup>[25]</sup> e o rendimento, como foi referido anteriormente, é de 0,36. O método de cálculo da quantidade de açúcar necessário para esta etapa é igual ao efetuado para o 3º estágio da fase laboratorial (ver Tabela 11).

Tabela 11 – Necessidades de açúcar para as diferentes etapas do processo

Massa (base seca)	Final (kg)	Inóculo (kg)	Produzida (kg)	Açúcar(kg)
	A	B	A-B	
3º estágio	30659,697	3832,462	26827,235	53654,470
2º estágio	3832,462	479,058	3353,404	6706,809
1º estágio	479,058	59,882	419,176	838,351
3ª Etapa (lab)	59,882	0,063	59,819	119,638
			<b>Total</b>	<b>61319,268</b>

A quantidade total de melaço que é necessária é calculada com base no seu teor em açúcar:

$$\text{Massa de Melaço} = \frac{\text{Massa necessária de açúcar}}{\text{Fracção de açúcar no melaço}}$$

### Balanco ao filtro do melaço

Nesta operação retiram-se os sólidos que o melaço contém, e dilui-se o suficiente de modo a que possa ser tratado e transportado.

Sendo que é uma operação contínua, os cálculos são efetuados considerando 1 hora de operação como base de cálculo.

O caudal da corrente de entrada do melaço, é assim calculado:

$$\text{Caudal a corrente de entrada de melaço} = \frac{\text{Necessidade de melaço} \left( \frac{\text{kg}}{\text{partida}} \right)}{\text{Tempo de uma partida} \left( \frac{\text{hora}}{\text{partida}} \right)}$$

De acordo com os valores indicados nas Tabela 7 e Tabela 10, e tendo em consideração o teor de impurezas sólidas (insolúveis) <sup>[22]</sup> do melão, é possível fixar a sua composição em inertes (impurezas solúveis).

Tabela 12 – Composição do melão de beterraba

<b>Açúcares</b>	<b>Impurezas sólidas</b>	<b>Outros nutrientes</b>	<b>Inertes</b>
<b>52,5 %</b>	32 %	8 %	7,5 %

O caudal de cada um dos componentes da corrente M1 é obtido fazendo o produto do caudal desta pela composição de cada componente.

Os valores destes caudais estão discriminados no Quadro 1.

A eficiência do filtro é muito elevado<sup>[22]</sup>, podendo por este motivo admitir-se que 99,9% das impurezas sólidas saem no efluente sólido (ESC). Considera-se também, que este sai com 5% de humidade e que não há perdas de açúcar.

Assim, na corrente ESC saem:

$$\begin{aligned} & \textit{Impurezas sólidas que saem em ESC} \\ & = \textit{Eficiência do filtro} \times \textit{Quantidade total de impurezas sólidas} \end{aligned}$$

A corrente que segue do filtro para o tanque de melão M2 contém:

Quantidade total de impurezas-impurezas que saem no filtro=Quantidade de impurezas que seguem em M2

Tendo em conta que, como foi referido anteriormente a corrente ES1 é constituída por impurezas sólidas com 5% de humidade, pode-se calcular o caudal desta corrente:

$$\textit{Caudal de ESC} = \frac{\textit{impurezas que saem em ESC}}{(1 - 0,05)}$$

Logo, pode-se calcular o caudal de água na corrente ES1:

$$\textit{Caudal água ESC} = \textit{Caudal total ESC} - \textit{Caudal de impurezas ESC}$$

Com exceção do caudal de impurezas sólidas e o de água, todos os caudais parciais da corrente M2 são iguais aos da corrente M1 (Quadro 1).

Admite-se que uma diluição de 5% dos melaços é suficiente, calcula-se o caudal total da corrente M2, FM2:

$$FM_3 = \frac{\sum FM_{2i}}{(1 - \chi_{M2i})}$$

Sendo:

$FM_{2i}$  – Caudal do componente i na corrente M2

$\chi_{M2a}$  – Fração de água na corrente M<sub>2</sub>

O caudal de água, FM<sub>2a</sub>, é da do por:  $FM_{2a} = FM_2 \times \chi_{M2a}$ , sendo a composição da corrente M<sub>2</sub>:  $\chi_{M2i} = \frac{FM_{2i}}{FM_2}$ , sendo  $\chi_{M2i}$  a fração do componente i na corrente M<sub>2</sub>.

O caudal da água da corrente AP<sub>1</sub>, FAP<sub>1</sub>, determina-se fazendo um balanço à água :

$$FAP_1 = FM_{3a} + FESC$$

### **Balanço ao tanque de mistura de melaço**

No tanque de mistura de melaço, o caudal da corrente de saída M<sub>3</sub> varia no tempo, pois depende das necessidades instantâneas da produção, e é calculado na base de uma partida. O valor do caudal é calculado pela soma dos caudais dos componentes, que fazem parte das correntes de entrada, previamente multiplicados por 15 h (tempo de uma partida). Os resultados encontram-se no Quadro 1.

### **Balanço ao esterilizador de melaços**

A função do esterilizador nesta fase é eliminar os microrganismos que se encontram na corrente de melaço.

Nesta operação é atingido também o objetivo da diluição do açúcar até 40%<sup>[22]</sup> (massa). O objetivo desta operação é preparar o meio de cultura, quer a nível da composição, quer de temperatura (303,15 K), para ser utilizado na secção de propagação.

Esta operação é efetuada rapidamente, admitindo-se que não existem perdas de açúcar por caramelização.<sup>[2]</sup>

A base de cálculo é 1 hora.

A corrente AP<sub>2</sub> é constituída apenas por água, logo, os caudais parciais das correntes M<sub>3</sub> e M<sub>4</sub> são iguais, exceto o da água.

O caudal da corrente M<sub>4</sub>, FM<sub>4</sub>, é calculado por:  $FM_4 = \frac{FM_{4ac}}{\chi_{FM_4}}$ , sendo FM<sub>4ac</sub> o caudal dos açúcares fermentáveis na corrente M<sub>4</sub>,  $\chi_{FM_{4ac}}$  a fração de açúcares fermentáveis na corrente M<sub>4</sub>.

O caudal de água existente na corrente M<sub>4</sub> é o necessário para completar FM<sub>4</sub>.

A composição da corrente M<sub>4</sub> é obtida pelo quociente entre os caudais parciais e o total.

O caudal da corrente AP<sub>2</sub>, F<sub>AP2</sub>, é então calculado fazendo um balanço global à água:

$F_{AP2} = FM_{4ag} - FM_{3ag}$ , sendo FM<sub>4ag</sub> o caudal de água na corrente 4, e FM<sub>3ag</sub> o caudal de água na corrente 3.

No Quadro 3 estão compilados os valores dos caudais e composições das correntes no esterilizador.

#### 4.6. Balanços mássicos à secção de propagação da levedura do Fermento

Tendo em atenção o mencionado anteriormente, os balanços são feitos aos estágios de propagação e não aos fermentadores que os constituem.

Já são conhecidos os caudais de levedura nas correntes de inóculo e na de fermento, assim como as necessidades de açúcar (ver Tabela 11).

O volume de cada um dos estágios, encontra-se no anexo II.

### Balço ao 3º Estágio de Propagação (fermentador 3º estágio – F3)

A base de cálculo é uma partida.

#### Corrente de melço (M8)

A composição desta corrente (M8) é conhecida, e é igual à da corrente M4. Sendo o seu caudal,  $FM_8$ , calculado por:

$$FM_8 = \frac{FM_8}{\chi_{M8ac}}$$

Logo, as correntes parciais são calculadas fazendo a multiplicação do caudal total da corrente M8 pela sua composição. Os resultados encontram-se compilados no Quadro 4.

#### Corrente de amoníaco (NH<sub>3</sub>)

As necessidades da levedura em amoníaco, para cada estágio, são calculadas a partir da relação mássica estequiométrica que está na Tabela 9.

$F_{NH_{3n}} = \frac{MF_3 \times M_{AE}}{M_{FE}}$ , sendo  $F_{NH_{3n}}$  a necessidade de amoníaco (ton),  $M_{F3}$  a massa de levedura produzida neste estágio (ton),  $M_{AE}$  a massa de amoníaco estequiométrico (2,72 g/mol CO<sub>0,52</sub>N<sub>0,16</sub>H<sub>1,55</sub>) e  $M_{FE}$  a massa de levedura estequiométrica (26,12 g/mol CO<sub>0,52</sub>N<sub>0,16</sub>H<sub>1,55</sub>).

Estabelecendo a concentração do amoníaco na corrente de NH<sub>3</sub> em 25%, determina-se o caudal da mesma,  $F_{NH_3}$ :

$$F_{NH_3} = \frac{F_{NH_{3n}}}{\chi_{NH_{3n}}}, \text{ sendo } \chi_{NH_{3n}} \text{ a fração de amoníaco na corrente de NH}_3.$$

Admitindo que esta corrente é constituída só por amoníaco e água, 75% da corrente será água. Logo, o caudal de água é calculado será a diferença entre o caudal total e o caudal de amoníaco.

#### Corrente de entrada de ar (AR3)

As necessidades de oxigénio para a levedura são calculadas, para cada estágio, a partir da relação mássica estequiométrica que está na Tabela 9.

$$NO_3 = \frac{MF_3 \times MO_E}{M_{FE}}$$

sendo  $NO_3$  a necessidade de oxigénio (ton) e  $MO_E$  a massa de oxigénio estequiométrico ( $23,44 \text{ g/mol CO}_{0,52}\text{N}_{0,16}\text{H}_{1,55}$ ).

Sendo que, no capítulo do dimensionamento dos fermentadores, a percentagem de oxigénio absorvido pela levedura no meio de fermentação é diferente em cada estágio e é igual a:

- 12,5% no primeiro estágio
- 31% no segundo estágio
- 69% no terceiro estágio

Apesar da concentração de oxigénio no meio de fermentação não ser constante (regime transiente), numa partida todo o oxigénio que é absorvido é consumido. Logo, o caudal deste,  $FAR_3$ , é dado por:

$$FAR_{3o} = \frac{O_3}{0,69}$$

O caudal de ar é calculado, tendo em conta uma composição de 21% em oxigénio, e os restantes 79% em azoto.

$$FAR = \frac{FAR_{3o}}{0,21}$$

Sendo que o caudal de azoto na corrente AR3,  $FAR_{3N}$  é:  $FAR_{3N} = 0,79 FAR_3$

#### Corrente de fósforo (HP3)

O fósforo que a levedura tem necessidade é satisfeito pelos e pelo ácido fosfórico que contribui também para manter o pH pretendido.

Os cálculos são efetuados tendo por base o  $P_2O_5$ , pois é sob a forma deste óxido que estão tabeladas as concentrações de fósforo no melão e na levedura.

$$NPL = FPL \times MF_3 \quad (\text{Equação 10})$$

$$MP = FPM \times \left( \frac{FM_{\text{gac}}}{fam} \right) + PO \quad (\text{Equação 11})$$

Sendo:

NPL = Necessidade de fósforo na levedura

FPL = Fração de fósforo na levedura

MP = Massa total de fósforo a fornecer

FPM = fração de fósforo nos melões

fam = fração de açúcar no melão

PO = quantidade de fósforo (em  $P_2O_5$ ) que é necessário adicionar

Igualando as equações 10 e 11, retira-se o valor de PO, que é convertido em ácido fosfórico:

$$HP3_p = \frac{qtde\ de\ PO \times 2 \times PM\ H_3PO_4}{PM\ P_2O_5}$$

Para evitar grandes gradientes de pH no interior dos fermentadores, o ácido fosfórico é adicionado diluído a 5%. Sendo assim, e de maneira semelhante ao cálculo efetuado para o amoníaco, calculam-se os caudais, total e de água na corrente PH3.

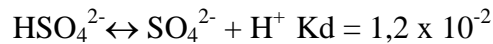
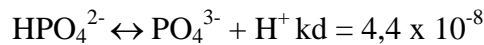
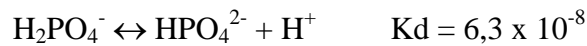
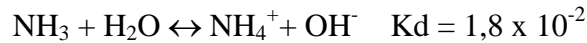
Os resultados encontram-se no Quadro 4.

#### Corrente de ácido sulfúrico (HS3)

O controlo do pH é importante para evitar a contaminação, no entanto, é importante que não desça até valores que inibam o crescimento ótimo. O valor ótimo situa-se na gama 4,5 a 6,5<sup>[23]</sup>, assumindo-se um valor de pH igual a 5. Este controlo é feito através da adição de ácido sulfúrico.

Os compostos que mais influenciam o pH são o amoníaco e os ácidos fosfórico e sulfúrico.

Neste balanço, considera-se que os ácidos e as bases se dissociam completamente: o amoníaco e o ácido fosfórico, porque as células consomem o azoto e o fósforo, respetivamente, deslocando o equilíbrio no sentido da dissociação; o ácido sulfúrico, porque as suas constantes de dissociação são elevadas.<sup>[34]</sup>



Fazendo um balanço, obtém-se a seguinte equação:

$$2 \times [\text{H}_2\text{SO}_4] + 3 \times [\text{H}_3\text{PO}_4] - 1 \times [\text{NH}_3] = 10^{-5}$$

Transformando as concentrações (mol/L) em massa (ton):

$$\frac{2 \times m(\text{H}_2\text{SO}_4)}{V \times PM_S} + \frac{3 \times m(\text{H}_3\text{PO}_4)}{V \times PM_P} - \frac{m(\text{NH}_3)}{V \times PM_N} = 10^{-5}$$

Sendo:

V = volume de líquido no final da propagação no 3º estágio (m<sup>3</sup>)

P<sub>mi</sub> = peso molecular do composto i (kg/mol)

m(i) = massa do composto i (ton)

Tendo em conta o motivo exposto para a corrente de ácido fosfórico, o ácido sulfúrico é adicionado a 5%.

Adotando a mesma estratégia anteriormente utilizada na determinação do caudal da corrente de ácido fosfórico, efetuam-se os caudais parcial da água e total (valores apresentados no Quadro 4)

#### Corrente de saída de levedura (L3)

Desta corrente, já se sabe o caudal e a composição de levedura<sup>[23]</sup>, 8% (massa). É conhecido também o caudal total por partida.

Para determinar os outros caudais parciais desta corrente, admitiu-se que a composição da corrente L3 é igual à da corrente de inóculo (I3). Fazendo um balanço mássico global, idêntico para as impurezas sólidas e para os inertes.

Exemplificando:

$$\frac{FL1i}{FI3} = \frac{FL1i}{FL1} \quad (\text{Equação 12})$$

$$FL1i = FI3i + FM8i \quad (\text{Equação 13})$$

Sendo:

FI3i = caudal de inerte na corrente I3

FI3 = caudal total da corrente I3

FL1i = caudal de inertes na corrente L1

FL1 = caudal total da corrente L1

FM8i = caudal de inertes na corrente M8

Resolvendo as equações 12 e 13 simultaneamente, obtém-se os valores de FL3i e FI3i.

Para as impurezas sólidas faz-se exatamente do mesmo modo que para os inertes.

O caudal de água nesta corrente não pode ser calculado estequiometricamente, embora figure na equação de crescimento da biomassa, devido à hidrólise dos açúcares. Assim sendo, o caudal de água nesta corrente é determinado por diferença.

A composição da corrente L1 é determinada pelo quociente entre os caudais parciais e o caudal total (Quadro 4).

#### Corrente de entrada de levedura (I3)

O caudal de inertes e de impurezas sólidas foi determinado na descrição dos cálculos da corrente anterior. O caudal de levedura e o total já são conhecidos. A composição desta corrente em levedura é igual à corrente L1 ( a corrente I3 é a corrente de saída do 2º estágio). O único cálculo que não está determinado é o da água que, como na corrente anterior, é também calculado por diferença.

A composição é obtida da mesma forma, dividindo os caudais parciais da corrente I3 pelo seu caudal total. Os resultados encontram-se compilados no Quadro 4.

#### Corrente de água (AP5)

Esta corrente tem a finalidade de manter as condições de operação ótimas, em termos de viscosidade e da concentração. Para calcular o caudal desta corrente é necessário fazer um balanço mássico global a todas as correntes do fermentador, de seguida, por diferença determina-se o valor desta corrente.

#### **Balanço ao 2º estágio de propagação (fermentador 2º estágio – F2)**

Tendo em conta que as decisões tomadas para este estágio são iguais às descritas para o 3º estágio de propagação, tanto os caudais como as composições das correntes deste fermentador são calculados adotando a mesma estratégia e, assim sendo, não é feita a sua descrição. Há que ter em conta contudo, que a fração de oxigénio absorvido é diferente (31%), tal como já se referiu nos cálculos efetuados para o terceiro estágio.

Os resultados obtidos para este fermentador encontram-se resumidos no Quadro 5.

#### **Balanço ao 1º estágio de propagação (fermentador 1º estágio – F1)**

Neste estágio assumem-se as mesmas decisões tomadas nos estágios anteriores. Os parâmetros que assumem valores diferentes são a fração de oxigénio absorvido (12,5%) e o pH, que é mantido a 4,5, como medida de precaução contra a contaminação.<sup>[23]</sup>

Os resultados obtidos nesta unidade encontram-se no Quadro 6.

## 4.7. Balanços Mássicos à Secção de Separação e de Purificação do Fermento

### 4.7.1. Balanço à centrífuga do fermento (CL)

Com esta unidade o objetivo é concentrar e lavar a corrente que sai do 3º estágio.

Este balanço é igual para ambos os fermentos, dado que a composição da corrente que aqui é tratada é igual nos dois casos.

A base de cálculo nesta unidade é uma partida.

Para efetuar os cálculos admitimos o seguinte:

- Existem 2,5% de perdas;
- As impurezas sólidas saem todas na corrente L2;
- A razão massa de inertes por massa de água é igual em ambas as correntes que saem desta unidade (ambas as correntes estão em equilíbrio);
- O caudal de água de lavagem (corrente AP6) é igual ao caudal de lavado (corrente L2).

A concentração de levedura é de 20% na corrente de L2 <sup>[23]</sup>.

Fazendo um balanço mássico à levedura, e atendendo à eficiência considerada, tem-se que:

$$FL_{2l} = ef \times FL_{1l}$$

$$FEL_{2f} = (1 - ef) \times FL_{1l}$$

Sendo:

$FL_{2l}$  – caudal de levedura na corrente L2

$FEL_{2l}$  – caudal de levedura na corrente EL2

ef – eficiência da centrífuga (0,975)

$FL_{1l}$  – caudal de levedura na corrente L1

O cálculo da corrente L2,  $FL_2$ , é feito através do valor do caudal da corrente de levedura e da sua composição na corrente já referida:

$$FL_2 = \frac{FL_{2l}}{\chi_{L2l}}, \text{ sendo } \chi_{L2l} \text{ a fracção de levedura na corrente L2}$$

O caudal das impurezas sólidas nesta corrente, é igual ao caudal das impurezas na corrente L1.

O valor numérico do caudal AP, como já foi referido, é igual ao do caudal da corrente L2.

Ainda faltam calcular os caudais referentes à água e aos inertes em ambas as correntes de saída, assim sendo, a razão entre eles é constante:

$$\frac{MTAE}{MTIE} = \frac{(FL_{1a} + FA_1)}{FL_{1i}}$$

Sendo:

MTAE – massa total de água que entra nesta unidade

MTIE – massa total de inertes que entra nesta unidade

$FL_{1a}$  – caudal de água na corrente L1

$FL_{1i}$  – caudal de inertes na corrente L1

E,

$$\frac{MTAE}{MTIE} = \frac{FL_{2a}}{FL_{2i}}$$

Sendo:

$FL_{2a}$  – caudal de água da corrente L2

$FL_{2i}$  – caudal de inertes da corrente L2

E, fazendo um balanço à corrente L2, temos:

$$FL_{2a} + FL_{2i} = FL_2 - FL_{2l} - FL_{2im}$$

Fazendo um balanço à água e aos inertes em toda a unidade, pode-se calcular o caudal destes na corrente EL1.

As composições de ambas as correntes de saída são calculadas dividindo cada um dos caudais parciais pelo caudal total. Os resultados encontram-se resumidos no Quadro 7.

#### 4.7.2. Balanço ao filtro rotativo do fermento em barra

Esta unidade é a primeira que é distinta na produção de ambos os fermentos e tem por objetivo concentrar o fermento.

Encontra-se a seguir ao tanque do fermento fresco, operando em regime contínuo.

Admitimos, à semelhança da centrífuga que:

- As impurezas sólidas saem todas na corrente L4;
- A razão massa de inertes/massa de água é igual em ambas as correntes que saem desta unidade (estão em equilíbrio químico);
- O caudal de água de lavagem (corrente AP7) é igual ao caudal de lavado L2.

Sendo a base de cálculo: 1 hora

O caudal da corrente L3,  $FL_3$ , é:

$$FL_3 = \frac{FL_2 \times fb}{t}$$

Sendo:

$fb$  – fração de fermento em barra a produzir

t – tempo e uma partida

A composição desta corrente é igual à da corrente L2 e os caudais parciais são determinados multiplicando o caudal total da corrente L3 pela sua composição.

Tendo em conta que nesta unidade é a última em que se considera haver perdas, o caudal de levedura na corrente de saída L4, FL4l, é necessário para satisfazer a produção anual pretendida:

$$FL_{4l} = \frac{PLFB}{tap}$$

Sendo:

PLFB – Produção de Levedura de Fermento em Barra

tap – tempo anual de produção

O rendimento é calculado por:  $\frac{FL_{4l}}{FL_{3l}}$

No final desta operação, o fermento tem praticamente a composição do produto acabado, faltando apenas a mistura de aditivos, que constituem 0,15% da massa final <sup>[23]</sup>.

A composição da corrente L4,  $\chi_{L4l}$ , em levedura, é assim determinada, tendo em conta a composição final e a fração de aditivos a juntar:

$$\chi_{L4l} = \frac{\chi_{FB}}{(1 - fa)}$$

Sendo:

$\chi_{FB}$  – composição de levedura no fermento em barra (produto acabado)

fa – fração de aditivos no fermento em barra (produto acabado)

Sendo que se conhece o caudal e a fração de levedura na corrente L4, pode-se calcular o caudal total da corrente L4, FL4:

$$FL4 = \frac{FL_{4l}}{\chi_{L4l}}$$

Este caudal é igual ao da corrente AP7, tal como admitimos no início.

O cálculo do caudal de inertes e de água, em ambas as correntes de saída é efectuado do mesmo modo do que o realizado na centrífuga. Os resultados encontram-se compilados no Quadro 8.

### **Balanço ao misturador (unidade M)**

É nesta unidade que são misturados os aditivos no fermento, sendo posteriormente homogeneizados.

A composição de aditivos no fermento em barra, como já foi referido, é de 0,15% <sup>[23]</sup>.

Base de cálculo é de 1 hora.

Os caudais que constituem a corrente L5 são iguais aos da corrente L4, com excepção do de aditivos.

O caudal total da corrente L5, FL5, é então determinado por:

$$FL5 = \frac{(FL5l + FL5a + FL5i + FL5is)}{(1 - fad)}$$

Sendo:

FL5l – caudal de levedura na corrente L5

FL5a – caudal de água na corrente L5

FL5i – caudal de inertes na corrente L5

FL5is – caudal de impurezas sólidas na corrente L5

fad – fracção de aditivos no fermento em barra final

Os caudais de aditivos na corrente AD e na corrente L5 são assim calculados: FL5 x % de aditivos.

A composição da corrente é determinada pela mesma metodologia já utilizada para outras correntes em unidades anteriores. Os resultados encontram-se agrupados no Quadro 9.

Quadro 1 - Balanço Mássico ao filtro do melação

Balanços Mássicos ao Filtro						
Entrada	Quantidade	Composição	Base	Composição	Quantidade	Saída
Açúcares	4086,962	52,50	M1-----M2	73,31	4086,962	Açúcares
Outros Nutrientes	622,775	32,00		11,17	622,775	Outros Nutrientes
Inertes	583,852	8,00		10,47	583,852	Inertes
Impurezas Sólidas	2491,100	7,50		0,04	2,491	Impurezas Sólidas
				5,00	278,741	Água
	7784,689	100,00		100,00	5574,820	
Água	409,720		AP1-----ESC	5,00	130,979	Água
				95,00	2488,609	Impurezas Sólidas
	409,720	100,00		100,00	2619,589	
Total	8194,409		Unidade FB		8194,409	

Quadro 2 – Balanço mássico ao tanque misturador de melaço

Balanços Mássicos ao Tanque Misturador						
Entrada	Quantidade (kg)	Composição (Peso%)	Base 1 Hora	Composição (Peso%)	Quantidade (kg)	Saída
Açúcares Fermentáveis	4086,962	73,31	M2-----M3	73,31	4086,962	Açúcares Fermentáveis
Outros Nutrientes	622,775	11,17		11,17	622,775	Outros Nutrientes
Inertes	583,852	10,47		10,47	583,852	Inertes
Impurezas Sólidas	2,491	0,04		0,04	2,491	Impurezas Sólidas
Água	278,741	5,00		5,00	278,741	Água
Total	5574,820	100,00		100,00	5574,820	

Quadro 3 – Balanço mássico ao esterilizador de melação

Balanços Mássicos ao Esterilizador						
Entrada	Quantidade (kg)	Composição (Peso%)	Base 1 Partida	Composição (Peso%)	Quantidade (kg)	Saída
Açúcares	61304,424	73,31	M3-----M4	40,00	61304,424	Açúcares
Outros Nutrientes	9341,626	11,17		6,10	9341,626	Outros Nutrientes
Inertes	8757,775	10,47		5,71	8757,775	Inertes
Impurezas Sólidas	37,367	0,04		0,02	37,367	Impurezas Sólidas
Água	4181,115	5		48,17	73819,868	Água
	83622,307	100,00		100,00	153261,060	
Água	69638,753		AP2-----Lab			
Total	153261,060					

Quadro 4 – Balanço mássico na fase de propagação do fermento fresco (3º estágio)

3º Estágio						
Entrada	Quantidade (kg)	Composição (Peso%)	Base 1 Partida	Composição (Peso%)	Quantidade (kg)	Saída
Açúcares	53654,470	40,00	M8			Levedura Inertes Água Impurezas Sólidas
Outros Nutrientes	8175,919	6,10				
Inertes	7664,924	5,71				
Água	64608,158	48,17				
Impurezas Sólidas	32,704	0,02				
	134136,175	100,00	I3			
Levedura	3832,462	8,00				
Inertes	1094,989	2,29				
Água	42973,65	89,70				
Impurezas Sólidas	4,672	0,01		0,01	37,376	
	47905,78	100,00		100,00	383246,215	
NH3	2793,648	25	NH3			
Água	8380,943	75				
	11174,591	100				
O2	34890,827	21,00	AR3			O2 N2 CO2
N2	131255,967	79,00				
	166146,793	100,00				
				EG3		
						100,00
H3PO4	1306,600	5,00	HP3			
Água	24825,394	95,00				
	26131,994	100,00				
H2SO4	6092,379	5,00	HS3			
Água	115755,210	95,00				
	121847,589	100,00				
Água	51427,296	100,00	AP5			
Total	558770,215		<b>Unidade F3</b>		558770,215	Total

Quadro 5 – Balanço mássico na fase de propagação de fermento fresco (2ºestágio)

2º Estágio						
Entrada	Quantidade (kg)	Composição (Peso%)	Base	Composição (Peso%)	Quantidade (kg)	Saída
Acúcares	6706.809	40,00	M7			Levedura Inertes Água Impurezas Sólidas
Outros Nutrientes	1021,990	6,10				
Inertes	958,116	5,71				
Água	8076,020	48,17				
Impurezas	4,088	0,02				
	16767,022	100,00				
Levedura	479,058	8,00	I2	8,00	3832,462	
Inertes	136,874	2,29		2,29	1094,989	
Água	5371,707	89,70		89,70	42973,654	
Impurezas	0,584	0,01		0,01	4,672	
	5988,222	100,00		100,00	47905,777	
NH3	349,206	25	NH3			
Água	1047,618	75				
	1396,824	100				
O2	9707,528	21	AR2	14,13	6698,195	
N2	36518,797	79			77,05	36518,797
	46226,326	100			8,82	4181,485
				100,00	47398,476	
H3PO4	163,325	5	HP2			
Água	3103,174	95				
	3266,499	100				
H2SO4	761,548	5	HS2			
Água	14469,404	95				
	15230,952	100				
Água	6428,409	100	AP4			
Total	95304,253				95304,253	

Quadro 6 - Balanço mássico na fase de propagação de fermento fresco (1ºestágio)

1º Estágio							
Entrada	Quantidade (kg)	Composição (Peso%)	Base	Composição (Peso%)	Quantidade (kg)	Saída	
Açúcares	838,351	40,00	M6				
Outros Nutrientes	127,749	6,10					
Inertes	119,764	5,71					
Água	1009,502	48,17					
Impurezas Sólidas	0,511	0,02					
	2095,878	100,00					
Levedura	59,882	8,00	I1	I2	8,00	479,058	Levedura Inertes Água Impurezas Sólidas
Inertes	17,109	2,29			2,29	136,874	
Água	671,463	89,70	89,70	5371,707			
Impurezas Sólidas	0,073	0,01	0,01	0,584			
	748,528	100,00	100,00	5988,222			
NH3	43,651	25,00	NH3				
Água	130,952	75,00					
	174,603	100,00					
O2	3009,334	21,00	AR1		18,19	2633,167	O2 N2 CO2
N2	11320,827	79,00			78,20	11320,827	
	14330,161	100,00			3,61	522,686	
				100,00	14476,680		
H3PO4	20,416	5,00	HP1				
Água	387,897	95,00					
	408,312	100,00					
H2SO4	95,194	5,00	HS1				
Água	1808,679	95,00					
	1903,872	100,00					
Água	803,548	100,00	AP3				
Total	20464,902			Total	20464,902		

Quadro 7 – Balanço mássico à centrífuga

Balanços Mássicos a Centrífuga							
Entrada	Quantidade (kg)	Composição (Peso%)	Base 1 Partida		Composição (Peso%)	Quantidade (kg)	Saída
Levedura	30659,697	8,00	L1	L2	20,00	29893,205	Levedura Inertes Água Impurezas Sólidas
Inertes	8759,913	2,29			1,40	2085,834	
Água	343789,229	89,70			78,58	117449,610	
Impurezas Sólidas	37,376	0,01			0,03	37,376	
	383246,215	100,00			100,00	149466,024	
Água	149466,024	100,00	AP6	EL1	0,20	766,492	Levedura Inertes Água
					1,74	6674,080	
					98,06	375805,643	
					100,00	383246,215	
Total	532712,239				Total	532712,239	

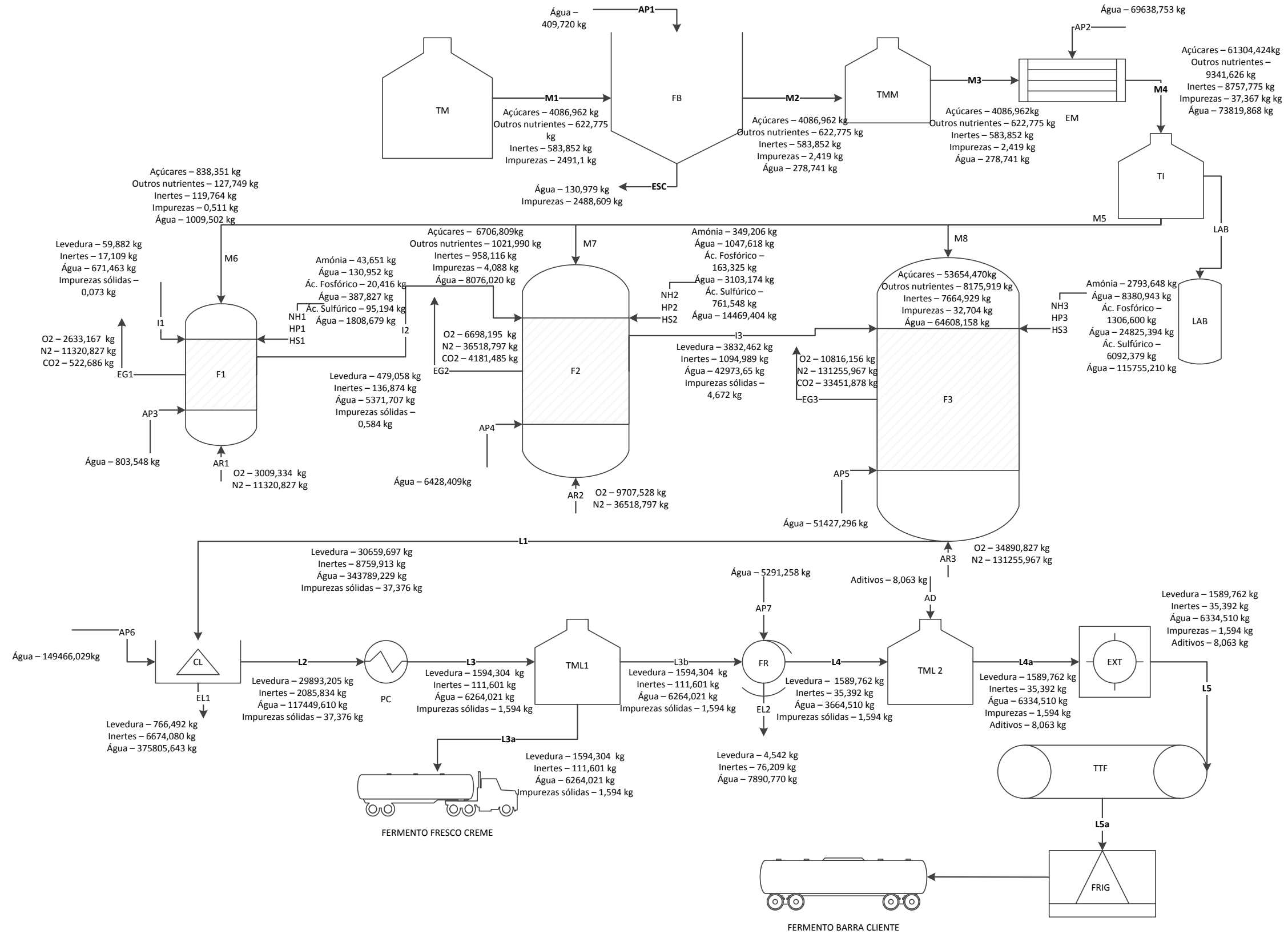
Quadro 8 – Balanço mássico ao filtro rotativo

Balanços Mássicos ao Filtro Rotativo									
Entrada	Quantidade (kg)	Composição (Peso%)	Base 1 H		Composição (Peso%)	Quantidade (kg)	Saída		
Levedura	1594,304	20,00	L3	L4	30,05	1589,762	Levedura		
Inertes	111,601	1,40				35,392		Inertes	
Água	6264,021	78,58				3664,510			Água
Impurezas Sólidas	1,594	0,02				1,594			
	7971,521	100,00		5291,258					
Água	5291,258		AP7	EL2	4,542	Levedura			
					76,209		Inertes		
					7890,770			Água	
				7971,521					
Total	13262,779					13262,779			

Quadro 9 - Balanço mássico ao tanque misturador 2

Tanque misturador 2							
Entrada	Quantidade (kg)	Composição (Peso%)	Base 1 H		Composição (Peso%)	Quantidade (kg)	Saída
Levedura	1589,762	29,62	L4	L5	29,62	1589,762	Levedura Inertes Água Impurezas Sólidas
Inertes	35,392	2,08			2,08	35,392	
Água	3664,510	68,27			68,27	3664,510	
Impurezas Sólidas	1,594	0,03			0,03	1,594	
	5367,467	100,00			100,00	5367,467	
Aditivos	8,063	0,15	AD				
Total	5375,531						5375,531

4.8. Resumo Balanços Mássicos



# **5. Balanços Energéticos**

## 5. Balanços Energéticos

### 5.1. Introdução aos balanços de energia <sup>[26]</sup>

No projecto de processo, fazem-se balanços de energia para determinar os requisitos de energia do processo: o aquecimento, o arrefecimento e a potência motriz necessários. No funcionamento de uma fábrica, um balanço de energia mostrará o padrão de utilização da mesma e sugerirá as áreas para a conservação e poupança.

A equação geral da conservação de energia é dada por:

$$\Delta E = -\Delta(U + pV + K + P) + Q + w$$

Onde  $\Delta$  do primeiro membro significa a diferença entre o estado final e o estado inicial (em termos temporais) e o  $\Delta$  do segundo termo significa a diferença (ou saldo) entre as contribuições de todas as correntes de saída e as contribuições de todas as correntes de entrada. K representa a energia cinética, P representa a energia potencial, U representa a energia interna, Q representa o calor e W representa o trabalho.

O que é desprezado:

- A energia potencial ( $\Delta P$ ), visto que a diferença de cota entre as correntes de entrada e saída é desprezável;
- A energia cinética ( $\Delta K$ ), pois a velocidade de entrada e de saída das correntes é aproximadamente igual;
- O trabalho (W), pois o trabalho realizado pelo sistema é muito reduzido;

Logo,  $\Delta E = -\Delta U + Q$ , e em estado estacionário:  $\Delta H = Q$

### 5.2. Balanços energéticos – Introdução aos cálculos

Os cálculos necessários para efectuar os balanços energéticos englobam as seguintes equações:

$$Q = F \times cp \times (T - T_{ref}) \quad \text{(Equação 14)}$$

$$Q_{entra} = Q_{sai} \quad \text{(Equação 15)}$$

$$Q_{entra} = \sum Q_i + CF + CG \quad (\text{Equação 16})$$

$$Q_{sai} = \sum Q_o + CR \quad (\text{Equação 17})$$

Sendo:

F – caudal mássico da corrente

C<sub>p</sub> – capacidade calorífica da corrente (ou do componente)

Q – entalpia da corrente

Q<sub>entra</sub> – energia total que entra na unidade

Q<sub>sai</sub> – energia total que sai da unidade

Q<sub>i</sub> – energia das correntes que entram no sistema, obtida através da Equação 14

Q<sub>o</sub> – energia das correntes que saem do sistema, obtida através da Equação 14

T – temperatura da corrente

T<sub>ref</sub> – temperatura de referência

CF – calor fornecido do exterior

CG – calor gerado pelo sistema

CR – calor retirado ao sistema

Nestes balanços, para além de se calcular o conteúdo energético das correntes, determinam-se os valores para o calor gerado e trocado. Não são ainda escolhidos os sistemas de permuta nem as necessidades em utilidades (água de arrefecimento). No entanto, seja qual for a escolha, terão de fornecer os valores da potência determinada nestes balanços.

O calor de mistura é suposto nulo, ou seja, as misturas são consideradas ideais.

É definida para temperatura de referência 30°C, pois é um valor que simplifica os cálculos. Para a pressão, assume-se como valor de referência de 1 atm, à qual todo o processo ocorre, excepto as correntes de ar comprimido que têm valores superiores, para poderem vencer a pressão da altura do líquido no interior dos fermentadores. Dado que os fermentadores ainda não estão dimensionados, a pressão ainda não é conhecida, pelo que, numa primeira abordagem, considera-se a pressão do ar igual a 1 atm. Os estados de referência considerados são os seguintes:

- Ar (oxigénio, dióxido de carbono e azoto) – estado gasoso;
- Melão e levedura – estado sólido;
- Água, amoníaco (25%), ácido sulfúrico (5%) e ácido fosfórico (5%) – estado líquido.

A temperatura ambiente assume-se que é 20°C. Assim sendo, admitimos que as correntes de água, de melão, de ácidos e de aditivos se encontram todas a esta temperatura.

Tendo em conta que em todo o processo a temperatura não é significativamente diferente da temperatura ambiente, desprezam-se as perdas de calor nas unidades.

### 5.3. Balanços energéticos à seção de preparação do meio de cultura

#### 5.3.1. Balanço ao filtro do melão (unidade FB)

Nesta unidade, os valores da entalpia das correntes de entrada são calculados aplicando a equação 14.

Base de cálculo: 1 hora

Tendo em conta que nesta unidade não é gerado calor (entalpia da mistura nula) e o melão se encontra armazenado à temperatura ambiente, não há permuta de energia com o exterior, logo, a temperatura das correntes de saída M2 e ESC são iguais às de entrada.

Admitimos que a capacidade calorífica da corrente M2 é igual à de M1, pois a composição desta não sofre significativa alteração.

Aplicando a equação 14, à corrente M2 determinamos o conteúdo energético da mesma:

$$EM2 = \text{Massa corrente } M2 \times Cp \times (T - Tref)$$

Substituindo as equações 16 e 17 na equação 15, calcula-se o caudal energético de ESC, EESC:

$$EM1 + EAP1 = EM2 + EESC$$

Os resultados dos cálculos efetuados para esta unidade encontram-se compilados no Quadro 10.

### 5.3.2. Balanço ao tanque de mistura de melão (unidade TMM)

O conteúdo energético da corrente de entrada M3 é conhecido de balanço anterior, só é necessário modificar a base de cálculo de 1 hora para uma partida (15 horas).

Base de cálculo: 1 hora

O caudal energético da corrente de saída M3 é determinado igualando a equação 16 à equação 15, e temos em conta que não se forma nem se troca calor com o exterior, conservando-se por isso a temperatura constante. Os resultados encontram-se compilados no Quadro 11.

### 5.3.3. Balanço ao esterilizador de melão (unidade em)

Nesta unidade, os melões são pré-aquecidos com a corrente de melões já esterilizados. De seguida, são aquecidos até 416,15K com vapor para esterilizar. Depois de pré-aquecerem os melões que entram, é-lhes adicionada água, para os arrefecer até à temperatura a que se dá a fermentação, 303,15K.

Base de cálculo nesta unidade é de uma partida.

Os conteúdos energéticos das correntes AP2 e M4 são determinados através da equação 14.

O calor fornecido, CF, é calculado substituindo a equação 16 na equação 15.

Os resultados obtidos encontram-se compilados no Quadro 12.

#### 5.4. Balanço à fase de propagação da levedura

##### 5.4.1. Balanço ao 3º estágio de propagação (unidade F3)

Nestas unidades, pretende-se que a operação seja o mais isotérmica possível, a 303,15K, havendo todo o interesse em que as temperaturas do inóculo e final sejam iguais a 303,15K, quer por razões de adaptação da levedura ao meio, quer por questões processuais.

Durante esta operação, é gerada uma grande quantidade de calor. É por isso, necessário arrefecer o meio de fermentação.

O inóculo encontra-se sempre à temperatura do meio, 303,15K, pois vem de outro fermentador.

A corrente de ar, que está à temperatura ambiente, ao ser comprimido, aquece, admitindo-se que atinge a temperatura do meio. A corrente gasosa que sai destas unidades não sofre aquecimento nem arrefecimento relativamente à que entra, pois encontra-se igual à temperatura do meio.

Base de cálculo nesta unidade é uma partida.

O conteúdo energético de todas as correntes é determinado aplicando a equação 5.

O calor formado (CF), é:

$$CF = HR \times LF$$

Onde:

HR – calor da reação a 30°C, 3870 kcal/kg levedura produzida <sup>[25]</sup>

LF – massa de levedura produzida (kg)

O calor a retirar, CR, é determinado, substituindo as equações 8 e 5 na equação 6, obtendo-se:

$$CR = ENH3 + EHP3 + EHS3 + EAP3 + CF$$

Os resultados destes balanços encontram-se compilados no Quadro 13.

#### 5.4.2. Balanços ao 1 e 2º estágios de propagação (unidades F1 e F2)

Nestes estágios os cálculos são efetuados à semelhança dos efetuados para o 3º estágio.

Os Quadros 14 e 15 resumem os valores obtidos para estes dois fermentadores.

### 5.5. Balanço energético à secção de separação e purificação do fermento

#### 5.5.1. Balanço à centrífuga do fermento (unidade CL)

As únicas fontes de calor nesta unidade são as correntes de entrada.

Assume-se que as correntes de saída (L2 e EL1) se encontram em equilíbrio térmico, isto é, encontram-se à mesma temperatura.

Base de cálculo: uma partida

O caudal energético da corrente da corrente AP6 é determinado através da equação 5.

Substituindo a equação 14 nas equações 16 e 17 e estas, por sua vez, na equação 15, determina-se a temperatura, das correntes de saída. Tendo em conta que a capacidade calorífica é função da temperatura, a resolução tem de ser feita através de processo iterativo:

- assume-se uma temperatura, que é a média das dos caudais de entrada;

- consulta-se o valor de  $C_p$  <sup>[36]</sup>

- resolve-se a seguinte equação em ordem a T:  $Q_i = F \times C_p(T) \times (T - T_{ref})$

-lê-se um novo valor para o  $C_p$

O conteúdo energético das correntes de saída é calculado aplicando a equação 14 a cada uma delas.

Os resultados encontram-se compilados no Quadro 16.

#### 5.5.2. Balanço ao permutador de calor

O objectivo nesta unidade é arrefecer a corrente de levedura até à temperatura de  $276,15\text{K}^{[22]}$ .

Quadro 10 – Balanço energético ao filtro do melaço

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 hora	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Melaço de Beterraba	293,15	-97,78	M1----- M2	-70,02	293,15	Melaço de Beterraba
	293,15	-97,78		-70,02	293,15	
Água	293,15	-17,15	AP1----- ESC	-44,91	293,15	Efluente Sólido
	293,15	-17,15		-44,91	293,15	
Total		-114,93		-114,93		Total

Quadro 11 – Balanço energético ao tanque de mistura de melação

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 Partida	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Melaço de Beterraba	293,15	-1466,64	M2-----M3	-1466,64	293,15	Melaço de Beterraba
	293,15	-1466,64		-1466,64	293,15	
Total		-1466,64		-1466,64		Total

Quadro 12 – Balanço energético ao esterilizador de melaço

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 Partida	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Melaço de Beterraba	293,15	-1466,64	M3----- M4	0,00	303,15	Melaço de Beterraba
	293,15	-1466,64		0,00	303,15	
Água	293,15	-2915,08				
	293,15	-2915,08				
Calor a Fornecer		4381,71				
Total		0,00		0,00		Total

Quadro 13 – Balanço energético ao fermentador do 3º estágio

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 Partida	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Melaco de Beterraba	303,15	0,00	M6	6658,61	303,15	Levedura
Inóculo	303,15	0,00	I1 -----			
NH3	293,15	-7,53	NH3			
Ar comprimido	303,15	0,00	AR1			
H3PO4(5%)	293,15	-16,26	HP3-----			
H2SO4(5%)	293,15	-75,86	HS3			
Água	293,15	-33,64	AP3			
Calor Da Reacção		6791,90			303,15	Efluente Gasoso
						Calor a retirar
Total		6658,61		6658,61		Total

Quadro 14 – Balanço energético ao fermentador do 2º estágio

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 Partida	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Melaço de Beterraba	303,15	0,00	M7			
Inóculo	303,15	0,00	I2			
NH3	293,15	-60,27	I3		303,15	Levedura
Ar comprimido	303,15	0,00	NH3			
			AR2			
H3PO4(5%)	293,15	-130,06		HP3		
H2SO4(5%)	293,15	-606,86		EG2		
Água	293,15	-269,14	HS3			
			AP4		303,15	Efluente Gasoso
Calor Da Reacção		54335,21				Calor a retirar
				53268,87		
Total		53268,87		53268,87		Total

Quadro 15 – Balanço energético ao fermentador 1º estágio

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 Partida	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Melaço de Beterraba	303,15	0,00	M6			
Inóculo	303,15	0,00	I1 -----		303,15	Levedura
NH3	293,15	-7,53	I2			
Ar comprimido	303,15	0,00	NH3			
H3PO4(5%)	293,15	-16,26	AR1			
H2SO4(5%)	293,15	-75,86	HP3-----			
Água	293,15	-33,64	EG1		303,15	Efluente Gasoso
			HS3	6658,61		Calor a retirar
Calor Da Reacção		6791,90	AP3			
Total		6658,61		6658,61		Total

Quadro 16 –Balanço energético à centrífuga do fermento

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 Partida	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Fermento	303,15	0,00	L1----- L2	-1755,80	300,34	Fermento
Água	293,150	-6257,84	AP6----- EL1	-4502,04	300,34	Efluente Líquido
Total		-6257,84		-6257,84		Total

Quadro 17 – Balanço energético ao permutador de calor

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 Partida	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Fermento	300,34	-1755,80	L2	-16870,65	276,15	Fermento
				15114,85		Calor a retirar
Total		-1755,80		-1755,80		Total

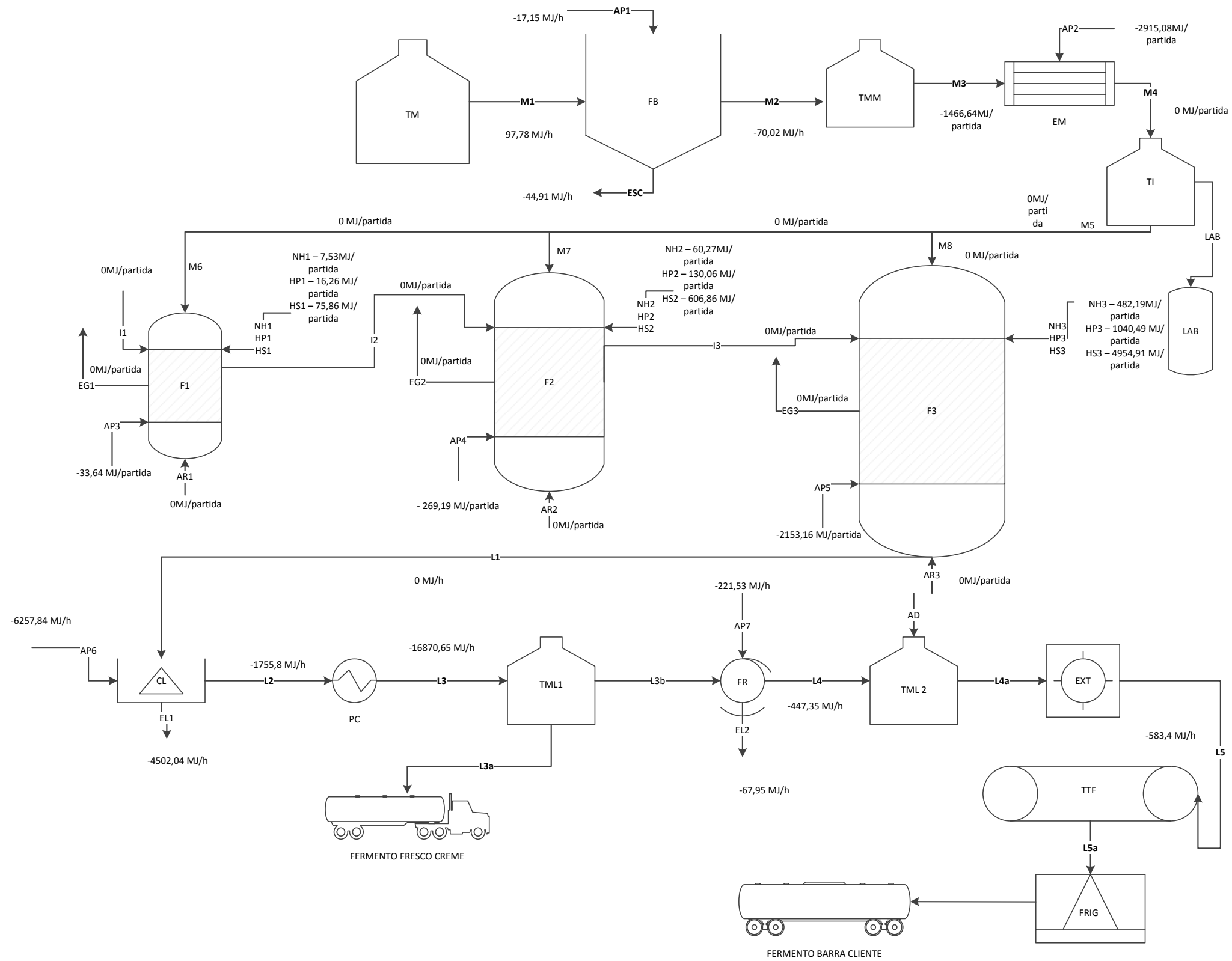
Quadro 18 - Balanço energético ao Filtro rotativo

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 hora	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Fermento	276,15	-899,77	L3-----	-447,35	282,93	Fermento
Água	293,150	-221,53	AP7-----	-673,95	282,93	Efluente Líquido
Total		-1121,30		-1121,30		Total

Quadro 19 - Balanço energético ao frigorífico

Entrada	Temperatura (K)	Entalpia (MJ)	Base 1 hora	Entalpia (MJ)	Temperatura (K)	Saída
Fermento	282,93	-447,35	L5	-583,40	277,15	Fermento
				136,05		Calor a Retirar
Total		-447,35		-447,35		Total

### 5.6. Resumo dos Balanços Energéticos



# **6. Dimensionamentos**

## 6. Dimensionamentos

### 6.1. Fermentadores – Selecção do tipo de fermentadores

A configuração dos fermentadores de todos os estágios é a mesma, independentemente do volume de cada um.

Os principais factores determinantes na selecção do tipo de fermentador são:

- A capacidade do sistema de transferência de oxigénio;
- A economia energética desse mesmo processo;

Existem diversas configurações de fermentadores, cujo principal objectivo é sempre a maximização da eficiência do processo de transferência do oxigénio do ar para as células de levedura. Assim, a selecção visa encontrar um modelo de fermentador que satisfaça as exigências do processo em termos de quantidade de oxigénio ao mais baixo custo.

Tendo em conta o critério supra mencionado, opta-se por um fermentador equipado, na base, com um sistema difusor de ar, constituído por tubos perfurados com pequenos orifícios difusores de ar.

Os sistemas mecânicos móveis de agitação são rejeitados pois, apesar de apresentarem capacidades superiores de transferência de oxigénio, têm a desvantagem de implicar maiores custos de investimento e operação (energeticamente mais dispendioso). A complicação adicional, devida aos sistemas mecânicos móveis de agitação provoca, ainda, o aumento do risco de contaminação através das selagens. <sup>[22]</sup>

Para produtos produzidos por processos fermentativos em grandes quantidades e com baixo preço, como é o caso das leveduras para panificação, os fermentadores recomendados são os que são mais económicos em termos energético. <sup>[22]</sup>

No sistema seleccionado, a turbulência criada pelas bolhas de ar ascendentes, em conjunto com a recirculação externa do meio fermentativo (necessária ao controlo da temperatura), garantem um contacto íntimo entre as células de levedura e o oxigénio, minimizando a resistência à sua transferência. Por outro lado, o dimensionamento do fermentador (razão

altura/diâmetro) obedece a critérios que favoreçam igualmente a oxigenação do meio fermentativo.

- **Determinação do Volume dos Fermentadores**

Sendo que a capacidade dos fermentadores (à escala industrial), para este tipo de processos, varia por norma entre os 2 dm<sup>3</sup> e 350 m<sup>3</sup> [22], opta-se, nos dois primeiros estágios, cujos volumes (7,485 m<sup>3</sup> e 59,882 m<sup>3</sup>) se encontram dentro desta gama, por apenas um fermentador.

O 3º estágio e último, que tem um volume de 479,058 m<sup>3</sup>, é distribuído por vários fermentadores, cuja capacidade é determinada tendo em consideração os seguintes fatores:

- Gama de capacidades – Os fermentadores de volume superior ao máximo da gama indicada, podem não ser de construção mecânica viável.
- Custos de investimento – Um maior número de fermentadores implica um maior investimento no equipamento de fermentação e instrumentação, sendo também necessária uma maior área para a instalação dos mesmos. Por outro lado, um menor número de fermentadores necessita de equipamento de separação e transferência de calor com uma maior capacidade.
- Fatores operacionais – Maximizar os tempos de ocupação do equipamento, respeitando, contudo, os tempos de paragem obrigatórios.

O primeiro destes factores limita a 2 o número mínimo de fermentadores, e o segundo confirma-o. Assim, tendo em conta o anteriormente referido, cada um dos 2 fermentadores do 3º estágio terá um volume de 239,529 m<sup>3</sup>.

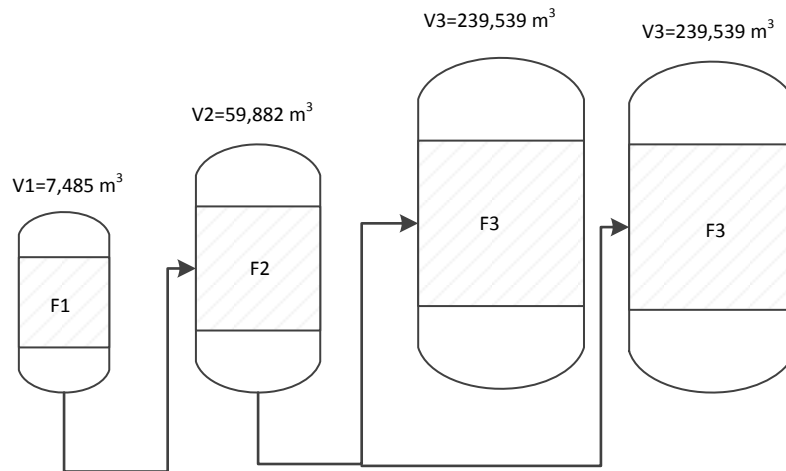


Figura 2 – Representação esquemática da distribuição dos fermentadores e volumes de cada estágio

- **Dimensionamento**

Como já foi referido, o fornecimento de oxigénio é o fator crítico no projeto dos fermentadores, pois a sua transferência através da fase líquida, é difícil, sendo fortemente dependente da geometria do fermentador. O aumento da relação altura/diâmetro favorece esta transferência até um limite, a partir do qual o fermentador deixa de ser económico.

O dimensionamento dos fermentadores é realizado para a fase terminal da fermentação, na qual a necessidade de oxigénio e o volume de líquido são máximos.

### 3ºEstágio

A velocidade da reação máxima (final da propagação),  $VELR$ , é determinada pela lei de Monod e é igual a:

$$VELR = \mu \times M$$

$$VELR = 0,195 \text{ h}^{-1} \times 30660 \text{ kg} = \frac{5978,7 \text{ kg}}{\text{h}} = 1,661 \text{ kg/s}$$

Sendo:

$\mu$  - velocidade instantânea de crescimento ( $h^{-1}$ )

M – massa de levedura no final da propagação (kg)

O caudal de oxigénio que a levedura necessita é determinado pela velocidade da reação, pelo coeficiente estequiométrico, e o número de fermentadores no estágio:

$$QMNGAS = \frac{VELR \times FATOR}{NF}$$

$$QMNGAS = \frac{1,661 \times 0,8974}{2} = 0,745 \text{ kg/s}$$

Sendo:

QMNGAS - Caudal máximo de oxigénio necessário à levedura (kg/s)

VELR – Velocidade máxima da reação (kg de levedura/( $m^3s$ ))

FATOR – Fator estequiométrico (0,8974 kg  $O_2$  / kg levedura)

NF – Número de fermentadores no 3º estágio

Assim sendo, o caudal de oxigénio que é necessário transferir por unidade de líquido no fermentador, NO, é dado por:

$$NO = \frac{QMNGAS}{VOLR} \times 3600 \left(\frac{s}{h}\right)$$

$$NO = \frac{0,745}{191,713} \times 3600 = 13,99 \frac{kg}{hm^3}$$

Sendo:

VOLR – Volume útil do fermentador ( $m^3$ ) (Anexo II)

O dimensionamento do fermentador deve ser feito de modo a que no final se obtenha um valor para a transferência de oxigénio idêntico ao de NO.

No dimensionamento segue-se o processo de cálculo do coeficiente de transferência de oxigénio,  $KLa$ , descrito por Bhavaraju et al.<sup>[35]</sup>.

- **Descrição do processo de cálculo de  $KLa$** <sup>[35]</sup>

O processo de cálculo envolve a atribuição de valores a:

- $REN$  = fator de absorção que se pretende seja o maior possível
- $N$  = número de orifícios

O valor de  $REN$  influencia o caudal de ar que atravessa o fermentador, e o de  $N$ , o caudal de cada orifício. Deve, então, considerar-se o efeito de cada um no diâmetro da bolha,  $DB$ .

Através de várias simulações, verifica-se que à medida que se aumenta o caudal de ar através dos orifícios, aumenta o número de bolhas, e conseqüentemente a área de transferência. Mas, observa-se também, que existe um valor limite de caudal de ar, a partir do qual, o número de bolhas deixa de aumentar, aumentando antes o seu diâmetro e logo a área de transferência. Deste modo, admitimos como valores ótimos os seguintes:

- $REN = 0,69$
- $N = 1,65 \times 10^6$

O caudal máximo de ar,  $QMGAS$ , é dado por:

$$QMGAS = \frac{\frac{QMNGAS}{CONC}}{REN}$$

$$QMGAS = \frac{\frac{0,745}{0,21}}{0,69} = 5,141 \text{ kg/s}$$

Sendo:

$QMNGAS$  – Caudal mássico máximo de oxigénio a ser absorvido (kg/s) é idêntico a  $NO$ .

$CONC$  – Concentração de oxigénio no ar (21%)

Admite-se os seguintes pressupostos:

- a razão entre a altura e o diâmetro do fermentador, RLD é de 6:1 <sup>[2]</sup>
- o volume máximo de líquido no fermentador é de 80% do total (Anexo II)

Calcula-se o diâmetro, DR, e a altura ,L, do fermentador, e ainda o nível de líquido final, LL:

$$DR = \left( \frac{\frac{VOLR}{0,8}}{\pi} \times \frac{4}{RLD} \right)^{1/3}$$

$$DR = \left( \frac{\frac{191,713}{0,8}}{3,1416} \times \frac{4}{6} \right)^{1/3} = 3,705 \text{ m}$$

$$L = RLD \times DR$$

$$L = 6 \times 3,705 = 22,229 \text{ m}$$

$$LL = L \times 0,8$$

$$LL = 22,229 \times 0,8 = 17,783 \text{ m}$$

Este processo de cálculo pressupõe o conhecimento do valor de um diâmetro interno “imaginário”, D, que representa o limite no interior do qual as bolhas e o líquido têm um movimento ascendente, e descendente no exterior (fenómeno provocado pela diferença de massas específicas, ver Figura 3.

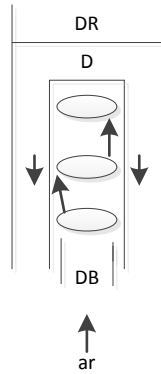


Figura 3 – Representação esquemática da circulação do líquido nos fermentadores <sup>[35]</sup>

O diâmetro imaginário, D, pode ser determinado através da expressão:

$$D = \frac{DR}{(2 \times N^{\frac{1}{2}})}$$

$$D = \frac{3,705}{(2 \times (1,65 \times 10^6)^{\frac{1}{2}})} = 1,442 \times 10^{-3} m$$

A pressão a que decorre a fermentação, P2, é igual a 1 atm, podendo a pressão na base do fermentador, P1, ser determinada através da equação de Bernoulli. Nesta equação, os termos da energia cinética têm de ser, naturalmente, nulos:

$$P1 = P2 + \rho L \times G \times LL$$

$$P1 = 101325 + 1000 \times 9,8 \times 17,783 = 275598 \text{ Pa}$$

Sendo:

$\rho L$  – massa específica do líquido (1000 kg/m<sup>3</sup>)

G – aceleração da gravidade (9,8 m/s<sup>2</sup>)

A transferência de oxigénio é determinada para um valor de pressão igual à média logarítmica das pressões entre a base e o topo do fermentador, PML:

$$PML = \frac{(P1 - P2)}{\ln\left(\frac{P1}{P2}\right)}$$

$$PML = \frac{(275598 - 101325)}{\ln\left(\frac{275598}{101325}\right)} = 174167 \text{ Pa}$$

O caudal volumétrico do ar, à saída dos orifícios, QGAS, e o caudal volumétrico de ar no fermentador, QGAS1, são determinados pela equação dos gases perfeitos:

$$QGAS1 = \frac{QMGAS \times R \times T}{(MMG \times PML)}$$

$$QGAS1 = \frac{5,141 \times 8,31439 \times 303,15}{0,02884 \times 174167} = 2,58 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$QGAS = \frac{QMGAS \times R \times T}{(MMG \times PML)}$$

$$QGAS = \frac{5,141 \times 8,31439 \times 303,15}{0,02884 \times 251588} = 1,786 \text{ m}^3/\text{s}$$

Sendo que:

R – constante dos gases perfeitos (8,3143 J/molK)

T – temperatura do ar à entrada (303,15 K)

MMg – massa molecular do ar (0,02884 kg/mol)

Para o caudal volumétrico de ar, Q, tem-se:

$$Q = \frac{QGAS}{N}$$

$$Q = \frac{1,786}{1,65 \times 10^6} = 1,082 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$$

E, para o caudal volumétrico do ar em cada orifício, QM:

$$QM = \frac{Q \times P1}{PML}$$

$$QM = \frac{1,082 \times 10^{-6} \times 251588}{174167} = 1,563 \times 10^{-6} m^3/s$$

Para prosseguir os cálculos, é necessário determinar o número de Reynolds do líquido, REL, o número de Reynolds da bolha, REB, e o caudal volumétrico do gás no orifício, QT:

$$REL = \frac{(QM \times G \times \rho L^3 \times D^2)}{(8 \times \pi \times VISCL^3 \times FL1)^{1/2}}$$

$$REL = \frac{(1,563 \times 10^{-6} \times 9,8 \times 1000^3 \times (1,442 \times 10^{-3})^2)}{(8 \times \pi \times (1,25 \times 10^{-3})^3 \times 1,333)^{1/2}} = 124,5$$

Sendo,

FL1 – fator auxiliar, que assume o valor (1 + 1/3)

$\mu$  – viscosidade do líquido ( $1,25 \times 10^{-3}$  Ns/m<sup>2</sup>)<sup>[45]</sup>

$$REB = \frac{ROL \times UBO \times DBO}{\mu} = \frac{1000 \times 7,180 \times 4,059 \times 10^{-3}}{1,25 \times 10^{-3}} = 23312$$

Sendo:

DBO – diâmetro da bolha no orifício (m)

UBO – velocidade terminal da bolha (m/s)\*

\* UBO é determinada pela lei de Stokes:

$$UBO = \frac{(G \times \rho L)}{18 \overline{VISCL}} \times DBO^2 = 7,180 m/s$$

DBO é uma estimativa do diâmetro da bolha, sendo determinada por:

$$DBO = \left( \frac{6 \times \sigma \times DO}{G \div (\rho L - \rho G)} \right)^{1/3} = \left( \frac{6 \times 72,7 \times 10^{-3} \times 1,5 \times 10^{-3}}{9,8 \times (1000 - 1,564)} \right)^{1/3} = 4,059 \times 10^{-3} m$$

Sendo:

DO – diâmetro do orifício ( $1,5 \times 10^{-3} m$ )<sup>[22]/[23]</sup>

$\sigma$  – tensão superficial da bolha ( $72,7 \times 10^{-3} N/m$ )<sup>[35]</sup>

$\rho_{ar}$  – massa específica do ar ( $kg/m^3$ )

O valor de  $\rho_{ar}$  é, por sua vez, calculado através da equação dos gases perfeitos:

$$\rho_{ar} = \frac{PML \times MMG}{(R \times T)} = \frac{174167 \times 0,02884}{8,314 \times 303,15} = 1,993 Kg/m^3$$

Nesta fase dos cálculos, alguns dos valores determinados têm de ser analisados e sujeitos a critérios<sup>[35]</sup>:

- O valor de REB é superior a 2, então a taxa de transição de oxigénio entre as duas fases, QT, é dada pela correlação<sup>[35]</sup>:

$$QT = 0,38 \times G^{1/2} \times \left( \frac{6\sigma \times DO}{G \div (\rho L - \rho G)} \right)^{5/6}$$

$$= 0,38 \times 9,8^{1/2} \times \left( \frac{6 \times 72,7 \times 10^{-3} \times 1,5 \times 10^{-3}}{9,8 \times (1000 - 1,564)} \right)^{5/6} = 1,249 \times 10^{-6}$$

- QT é superior a Q, então o diâmetro da bolha no fermentador, DB, assume o valor do diâmetro da bolha no orifício<sup>[35]</sup>, DBO, que é  $4,059 \times 10^{-3} m$ .

- O valor do diâmetro da bolha determinado é menor que 0,0045 m, então assume este valor.<sup>[35]</sup>

- Como REB é igual a 23 312 (>1), pode calcular-se a velocidade terminal da bolha, UB, pela lei de Mendelson:

$$UB = \left( \frac{2\sigma}{\rho L \times DB} + \frac{G \times DB}{2} \right)^{1/2}$$

$$UB = \left( \frac{2 \times 72,7 \times 10^{-3}}{1000 \times 4,5 \times 10^{-3}} + \frac{9,8 \times 4,5 \times 10^{-3}}{2} \right)^{1/2} = 0,2332 \text{ m/s}$$

Para prosseguir os cálculos é necessário determinar o valor do fator de exposição, FI, sendo, para tal, necessário conhecer a velocidade superficial do gás, US:

$$US = \frac{QGAS1 \times 4}{\pi \times DR^2}$$

$$US = \frac{2,58 \times 4}{(3,1416 \times 3,705^2)} = 0,24 \text{ m/s}$$

Então FI é:

$$FI = \frac{US}{US + UB} = \frac{0,24}{0,24 + 0,2332} = 0,507$$

A área específica da interface gás/líquido é dada por:

$$A = \frac{6 \times FI}{DB} = \frac{6 \times 0,507}{4,5 \times 10^{-3}} = 676 \text{ m}^{-1}$$

E o valor do coeficiente de transferência de massa na fase líquida, KL, por:

$$KL = \left( \frac{4 \times DIFF \times UB}{\pi \times DB} \right)^{1/2} = \left( \frac{4 \times 2,5 \times 10^{-9} \times 0,2332}{\pi \times 4,5 \times 10^{-3}} \right)^{1/2} = 4,061 \times 10^{-4} \text{ m/s}$$

Em que:

- DIFF é a difusividade do oxigénio no líquido ( $2,5 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ )<sup>[36]</sup>

É possível, finalmente, calcular o valor do coeficiente KLa ( $\text{h}^{-1}$ ):

$$KLa = KL \times A \times 3600 = 4,061 \times 10^{-4} \times 676 \times 3600 = 988 \text{ h}^{-1}$$

O valor da concentração de saturação de oxigénio em água, CLS ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ), é determinado através da lei de Henry<sup>[36]</sup>:

$$x = \frac{p^*}{H}$$

$$\frac{MO}{ML} \times \frac{MML}{MMO} = 0,21 \times \frac{PML}{P2} \times \frac{1}{H}$$

$$\frac{MO}{VL \times ROL} = \left( \frac{0,21 \times \frac{PML}{P2}}{H} \right) \times \left( \frac{MMO}{MML} \right)$$

$$CLS = \frac{MO}{VL} = ROL \times \frac{\left( 0,21 \times \frac{PML}{P2} \right)}{H} \times \frac{MMO}{MML}$$

$$CLS = 1000 \times \frac{\left( 0,21 \times \frac{174167}{101325} \right)}{4,75 \times 10^{-4}} \times \frac{32}{18} = 0,01351 \text{ kg/m}^3$$

Sendo:

x – fração molar de oxigénio no tanque

p\* - pressão de oxigénio no ar (atm)

H – constante de Henry para O<sub>2</sub>/água (atm<sup>-1</sup>)

MO – massa de oxigénio na água (kg)

ML – massa da fase líquida (kg)

MML – massa molecular do líquido (kg/mol)

MMO – massa molecular do oxigénio (kg/mol)

VL – volume da fase líquida (m<sup>3</sup>)

A velocidade de transferência, TRO, é determinada por: <sup>[35]</sup>

$$TRO = KLa \times (CLS - CLC) = 988 \times (0,01351 - 0,0001154) = 13,23 \text{ kg/h.m}^3$$

Sendo que:

CLC – concentração de oxigénio crítica para a levedura (0,0001154 kg/m<sup>3</sup>)<sup>[2]</sup>

2° e 3° Estágios

O processo de cálculo para estes dois estágios é idêntico ao apresentado para o 3°estágio, pelo que apenas na Tabela 13 estão compilados os resultados obtidos.

Tabela 13 – Resumo resultados fermentadores

Estágio	Volume por fermentador	Diâmetro (m)	Altura (m)	Nº de orifícios	Rendimento
1º	5,988	1,167	7,000	$8,0 \times 10^5$	0,125
2º	47,906	2,334	14,000	$2,0 \times 10^6$	0,31
3º	239,529	3,705	22,229	$1,65 \times 10^6$	0,69

## 6.1.1. Esboço do Projecto Mecânico de um Fermentador

Os fermentadores seleccionados são constituídos por uma virola cilíndrica (de diâmetro interno igual a 3,236 m e altura igual a 19,416 m) e dois tampos do tipo elipsoidal, construídos em aço inoxidável electropolido internamente. <sup>[37]</sup>

O aço inoxidável é escolhido como material de construção por apresentar uma boa resistência à corrosão (tem de ser resistente ao pH baixo do meio fermentativo e às operações de esterilização com vapor), minimizando os riscos de contaminação. A particularidade de ser electropolido internamente facilita as operações de descarga, limpeza e esterilização. Os aços inoxidáveis dos tipos 316 <sup>[38]</sup> e 304<sup>[39]</sup> (nomenclatura segundo as normas AISI) são os mais utilizados na construção de fermentadores. O aço do tipo 316, apesar de mais caro, possui uma composição que lhe confere uma resistência superior à corrosão, sendo, por isto, seleccionado como material de construção.

A construção mecânica do fermentador deve ser o mais simples possível, visto que, quanto maior for o número de “internals” maior é o risco de contaminação.<sup>[37]</sup> Assim, não está equipado com sistemas mecânicos móveis de agitação e anti-espuma, nem com “chicanes”.

Todas as ligações do fermentador devem ser seladas com vapor, não devendo existir ligações directas entre zonas esterilizadas e não esterilizadas, nomeadamente os sistemas de amostragem e de injeção devem ser bloqueados com vapor através do sistema apresentado na Figura 4.<sup>[40]</sup>

Devem evitar-se ligações por flange, dado que devido às vibrações podem originar pontos por onde possa ocorrer contaminação. Se possível, as ligações de todas as partes conectadas com a área esterilizada, bem como todas as tubagens (dentro e fora do fermentador) devem ser soldadas. As soldaduras devem, no entanto, ser polidas, de forma a que sejam evitados depósitos de materiais sólidos resistentes à esterilização.

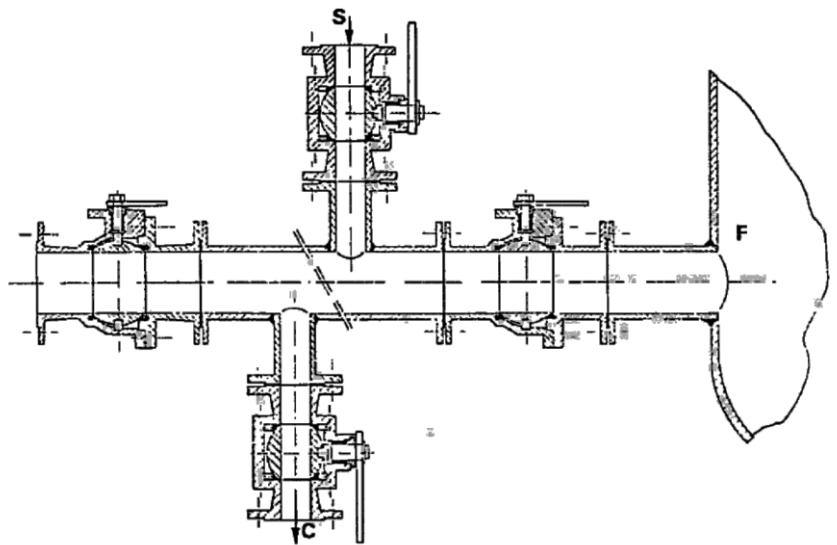


Figura 4 – Selagem por vapor, S-vapor, C-condensado, F-fermentador<sup>[37]</sup>

## Espessuras

- Virola

De acordo com a norma BS 5500<sup>[26]</sup>, para virolas cilíndricas, a espessura necessária para resistir à pressão interna é dada por:

$$e = \frac{(P_i \times D_i)}{(2fJ - P_i)}$$

Sendo:

e – espessura da virola (mm)

P<sub>i</sub> – pressão interna no fermentador (N/mm<sup>2</sup>)

D<sub>i</sub> – diâmetro interno do fermentador (mm)

J – factor de ligação por soldadura

f – tensão de projecto (N/mm<sup>2</sup>)

O factor de ligação por soldadura (J), adite-se que é igual a 0,9, uma vez que, por exigência específica do processo as soldaduras têm de ser de elevada qualidade.

A resistência dos metais diminui com o aumento da temperatura, pelo que a tensão de projecto máxima possível (f), depende da temperatura de operação a que o material é sujeito. Deve usar-se como valor de projecto a temperatura de operação máxima, com a devida margem de segurança. <sup>[26]</sup>

Neste projecto a temperatura máxima a que os fermentadores estão sujeitos ocorre durante a sus esterilização, e é cerca de 170 °C (vapor saturado a 8 bar). Por motivos de segurança utiliza-se o valor de f para o aço inoxidável do tipo 316 referente à temperatura de 200 °C:

$$f = 120 \frac{N}{mm^2}$$

Assim, substituindo na expressão obtém-se um valor de 12,19 mm para a espessura da:

e	D <sub>i</sub>	P <sub>i</sub>	f	J
(mm)	(mm)	(N/mm <sup>2</sup> )*	(N/mm <sup>2</sup> )	
12,19	3236	0,8106	120	0,9

\*É utilizado vapor a 8 atm na esterilização

Ao valor obtido, deve adicionar-se uma espessura de metal para salvaguardar eventuais fenómenos de erosão, corrosão ou remoção de escamas. <sup>[26]</sup>

Neste projecto, atendendo ao material de construção seleccionado, estes fenómenos não terão grande significado, tendo-se optado por uma margem mínima de 1mm. Assim sendo, a **espessura da virola dos fermentadores do 3º estágio** deverá ser de **13,19 mm**.

### Tampos

Para os tampos de fermentador, de forma elipsoidal, admitindo que a altura,  $htampo$ , e o volume que envolvem,  $Vtampo$ , são dados por<sup>[36]</sup>:

$$htampo = \frac{Di}{4} = \frac{3,236}{4} = 0,809 \text{ m}$$

$$Vtampo = \frac{\pi \times Di^3}{24} = \frac{\pi \times 3,236^3}{24} = 4,44 \text{ m}^3$$

O volume que os tampos envolvem ( 4,44 m<sup>3</sup> ) é de cerca de 2% do volume total do fermentador. Não sendo uma percentagem muito significativa, e uma vez que a instalação do sistema difusor de ar também ocupa algum volume, considera-se que estes efeitos se anulam, mantendo-se o dimensionamento da virola inalterado.

A espessura mínima para os tampos do tipo elipsoidal é dada pela expressão <sup>[26]</sup>:

$$e = \frac{Pi \times Di}{2Jf - 0,2Pi}$$

Admitindo um valor de J igual ao utilizado para a virola, obtém-se uma espessura de 15,25 mm:

e	Di	Pi	f	J
(mm)	(mm)	(N/mm <sup>2</sup> )*	(N/mm <sup>2</sup> )	
47,2	3236	0,8106	120	0,9

\*É utilizado vapor a 8 atm na esterilização

Tal como para a virola, ao valor obtido deve adicionar-se uma espessura de metal para salvaguardar eventuais fenómenos de erosão, corrosão ou remoção de escamas <sup>[26]</sup>. Neste projecto, atendendo ao material de construção seleccionado, estes fenómenos não terão grande significado, optando-se por uma margem mínima de 1mm. Assim, a espessura mínima dos tampos dos fermentadores do 3º estágio deverá ser de 48,2 mm.

#### 6.1.2. Projecto do sistema difusor de ar

O sistema difusor é constituído por um conjunto de tubos perfurados e é instalado na base do fermentador Figura 5 <sup>[23]</sup>.

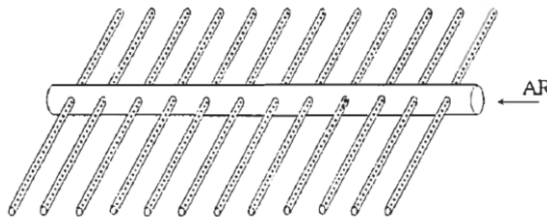
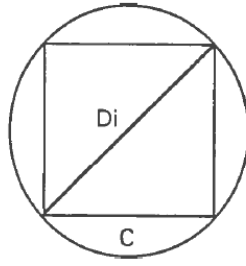


Figura 5 – Esquema sistema difusor de ar

Admitindo que o arranjo dos tubos no interior do fermentador (de secção circular) forma um quadrado. É necessário, para o dimensionamento dos tubos, determinar qual o valor do lado (C), do maior quadrado inscrito numa circunferência com o diâmetro igual ao diâmetro interno do fermentador (Di).

Assim sendo, tendo em conta o esquema seguinte:



$Di$  e  $C$  são relacionáveis pelo teorema de Pitágoras:

$$Di^2 = 2 \times C^2$$

Explicitando  $C$ , tem-se:

$$C = \frac{Di}{\sqrt{2}} = 2,288 \text{ m}$$

Por forma a que não haja contacto entre a parede do fermentador e as extremidades dos tubos e por facilidades de instalação, admite-se, como valor de projeto, um quadrado de lado menor que 2,288 m.

O difusor tem de ser projectando tendo em conta as especificações do fermentador já determinadas:

- Os orifícios têm um diâmetro,  $db$ , igual a 1,5 mm.
- O número de orifícios,  $n$ , é igual a  $1,65 \times 10^6$

Destas especificações retira-se que o somatório das áreas dos buracos,  $ab$ , é dada por:

$$ab = n \times \frac{\pi \times db^2}{4} = 2,92 \text{ m}^2$$

De acordo com estas especificações, o processo de cálculo adotado para o dimensionamento do sistema difusor, consiste no método de ajuste de parâmetros (“tentativa e erro”), até obter um somatório das áreas dos buracos ligeiramente superior ao pretendido (para garantir uma oxigenação eficaz).

Os parâmetros a ajustar são os seguintes:

- lado do quadrado, C (tem de ser inferior a 2,288 m)
- diâmetro dos tubos, dt
- diâmetro do tubo central (não perfurado), dtc
- espaçamento entre os tubos, e
- razão área de buracos/ área lateral dos tubos perfurados, f

A demonstração dos cálculos é efectuada para os valores encontrados como óptimos. Assim, fixaram-se s seguintes valores:

$$C = 2,6m$$

$$Dt = 5cm$$

$$Dtc = 2 \times dt = 10 \text{ cm}$$

O comprimento dos tubos, L, virá, deste modo, igual a :

$$L = \frac{c - 2 \times dt}{2} = 1,25 \text{ m}$$

Admitindo que o espaçamento entre os tubos, e, é também de 5 cm, é possível determinar o número de tubos, nt, que formam o quadrado definido:

$$nt = \frac{2 \times (c - dt)}{(dt + e)} = 51$$

A área lateral de todos os tubos, a, é dada por:

$$a = nt \times (\pi \times dt \times L) = 10 \text{ m}^2$$

Por fim, admitindo que 30% da área lateral de todos os tubos é ocupada pelos orifícios (f é igual a 0,3), é possível determinar o somatório das áreas dos buracos, abc:

$$abc = a \times f = 3m^2$$

O valor obtido é semelhante ao de ab (2,92 m<sup>2</sup>), sendo no entanto ligeiramente superior pelos motivos já apresentados.

## 6.2. Permutadores de Calor

### 6.2.1. Selecção do tipo de sistema de arrefecimento

As fermentações são geralmente reacções fortemente exotérmicas. No caso particular da reacção de propagação das leveduras para panificação, liberta-se uma elevada quantidade de energia (calor da reacção é de 3870 kcal/kg de levedura formada), que é necessário retirar para manter o meio a uma temperatura aproximadamente constante (especificações do processo).

Os sistemas de arrefecimento, pelos quais se poderia optar, são:

- serpentina
- camisa
- recirculação externa através de um permutador

A primeira hipótese desaconselhável, uma vez que a existência de uma serpentina implicaria maiores riscos de contaminação, devido às dificuldades de esterilização de toda a área superficial e dificuldades no escoamento.

A hipótese de equipar o fermentador com uma camisa não é viável, uma vez que qualquer que seja a sua configuração, não tem capacidade para remover quantidades tão elevadas de calor.

A recirculação externa, além de ser a única que permite remover o calor gerado, tem também um papel importante na transferência de oxigénio, na medida que provoca a turbulência do líquido no interior do fermentador.

Devido ao facto do calor libertado durante a reacção ser elevado, é necessário promover condições para que a velocidade de transferência seja, também, o mais elevada possível. Os factores que a influenciam são a “driving force”, a área de transferência e o coeficiente de transferência (função das propriedades e hidrodinâmica dos fluidos de permuta). Como a temperatura da água de arrefecimento à entrada é de 293,15 K e o meio reaccional encontra-se à temperatura de 303,15 K, a “driving force” é pequena (para evitar choques térmicos), sendo, então, necessário ter um coeficiente e uma área de transferência muito elevados.

O único tipo de permutador que permite arrefecer grandes caudais, e que simultaneamente têm uma elevada área e coeficiente de transferência, é um permutador de placas a operar em contra-corrente.

A elevada área de transferência deve-se ao grande número de placas que, no máximo, pode ser de 400. As dimensões máximas são 1,1 m de largura, 4,2 m de altura e 2,8m de comprimento, podendo a distância entre duas placas variar entre 3 e 6 mm.<sup>[36]</sup>

Os fluidos escoam-se através destes permutadores com uma velocidade pequena, que pode descer até aos 2,1 m/s <sup>[43]</sup>, pois a área de secção recta é, geralmente elevada (1,32 m<sup>2</sup>).

Estes permutadores são caracterizados pelo seu elevado coeficiente de transferência de calor, que é devido ao alto grau de turbulência possível para baixos números de Reynolds, quando fluidos escoam ao longo de placas planas.<sup>[36]</sup>

Deste modo, apesar da “driving force” ser pequena, a transferência de energia nestes permutadores é bastante elevada, podendo a razão entre a elevação de temperatura e a “driving force” atingir os 0,85.<sup>[43]</sup>

### 6.2.2. Dimensionamento

Para projectar o permutador de calor é necessário conhecer o calor máximo que deve ser removido, de forma a que este equipamento tenha capacidade para satisfazer todas as condições operacionais (diferentes fases da fermentação). O calor máximo a retirar ocorre no final de cada fermentação.

- **Cálculo da potência a retirar**

A potência a remover, POT, é calculada, tendo em atenção a velocidade de crescimento máximo da levedura, VCM, (cálculos efectuados anteriormente ) e o calor da reacção HR.

$$POT = \frac{VCM \times HR}{N} = \frac{1,661 \times 3,61 \times 10^7}{2} = 3,15 \times 10^7 J/s$$

Sendo o N o número de fermentadores no 3º estágio.

- **Cálculo do comprimento do permutador**

Tendo em conta que este permutador está associado ao 3º estágio, é o que deverá possuir a maior capacidade de toda a instalação. Assim, opta-se pelos valores máximos das gamas conhecidas para permutadores, isto é, 400 placas e 1,1 m de largura.

Para minimizar as perdas de carga, as folgas entre as placas devem ser o maiores possíveis, isto é, iguais a 6 mm.

Admitindo que cada placa tem 1,3 mm de espessura<sup>[36]</sup>, pode determinar-se o comprimento do permutador, COMP:

$$COMP = \frac{(SF + SA + SP \times 2) \times N}{2} + SA + 2 \times SP = 2,929 m$$

Sendo que:

SF – folga entre as placas por onde passa o meio reaccional (m)

SA – folga entre as placas por onde passa a água de arrefecimento (m)

SP – espessura de cada placa (m)

N – número de placas

Apesar do valor do comprimento ser superior de 2,8m, a bibliografia alerta para o fato de se poder ter permutadores maiores.<sup>[36]</sup>

No projeto deste permutador, a velocidade com que os fluidos passam deve ser o mais baixa possível, para que a perda de carga, as necessidades em água de arrefecimento e a capacidade das bombas sejam o mais pequenas possíveis. Deve no entanto, permitir que o factor RT seja menor que 0,85.<sup>[43]</sup>

Admite-se que a velocidade com que a água passa no permutador, VELA, é de 0,61 m/s e que a do meio de cultura, VELF, é de 1,65 m/s.

Os valores das propriedades do meio fermentativo consideram-se, sem erros significativos, iguais às da água.

- **Cálculo dos caudais dos fluidos de permuta**

Para calcular o calor que é trocado em cada placa é necessário determinar os caudais em cada placa:

$$QA = VELA \times SA \times LAR \times \rho L \times \left( \frac{400}{2} + 1 \right) = 809,2 \text{ kg/s}$$

$$QF = VELF \times SF \times LAR \times \rho L \times \frac{N}{2} = 2178 \text{ kg/s}$$

Onde:

QA – caudal de água entre placas (kg/s)

QF – caudal do meio de cultura entre duas placas (kg/s)

LAR – Largura das placas (m)

N – número de placas

$\rho L$  – massa específica da água (kg/m<sup>3</sup>)

- **Cálculo das temperaturas de saída**

As temperaturas com que os fluidos deixam o permutador são dadas por:

$$TSA = \frac{TEA + POT}{CPL \times QA} = 298,39 K$$

$$TSF = \frac{TEF - POT}{CPL \times QF} = 301,2 K$$

Sendo:

TSA – temperatura de saída da água de arrefecimento (K)

TEA – temperatura de entrada da água de arrefecimento (K)

TSF – temperatura de saída do meio de cultura (K)

TEF – temperatura de entrada do meio de cultura (K)

CPL – capacidade calorífica da água (J/kgK)

Para que a levedura não sofra choques térmicos e o rendimento seja aquele que se admite anteriormente, 50%, a temperatura do meio de cultura não pode descer abaixo dos 28 °C.

- **Cálculo da razão entre o aumento de temperatura e a “driving-force” média logarítica**

É necessário confirmar se a razão entre a elevação de temperatura e a média logaritmica da “driving-force”, é menor que 0,85. Para tal, calcula-se primeiro a média logaritmica, DTML, e depois, a razão RT.

$$DTML = \frac{(TEF - TSA) - (TSF - TEA)}{\ln\left(\frac{TEF - TSA}{TSF - TEA}\right)} = 6,263K$$

A razão,  $RT$ , é dada por:

$$RT = \frac{TSA - TEA}{DTML} = 0,83366$$

Como a razão  $RT$  é menor que 0,85 prosseguem-se os cálculos, determinando a área de transferência.

- **Cálculo do coeficiente global de transferência de calor**

É , então, necessário calcular o coeficiente global de transferência de calor nas placas. A determinação do número de Reynolds permite conhecer o perfil do escoamento e escolher a correlação correcta para o coeficiente de filme. Assim:

$$REA = \frac{\rho L \times VELA \times DA}{\mu} = 6100$$

$$REF = \frac{\rho L \times VELF \times DF}{\mu} = 16500$$

Sendo:

REA – número de Reynolds da água

REF – número de Reynolds do meio de cultura em placas

DA – diâmetro equivalente (m). É igual ao dobro da folga por onde passa a água.

DF – diâmetro equivalente (m). É igual ao dobro da folga por onde passa o meio.

$\mu$  – viscosidade da água ( $\text{Ns/m}^2$ )

Como REA e REF são superiores a 200, a correlação a usar para calcular o coeficiente de filme é:<sup>[26]</sup>

$$HA = 0,26 \times REA^{0,65} \times \left(\frac{\mu \times CPL}{KA}\right)^{0,4} \times \frac{KA}{DA} = 8863 J/sm^2K$$

$$HF = 0,26 \times REF^{0,65} \times \left(\frac{\mu \times CPL}{KA}\right)^{0,4} \times \frac{KA}{DA} = 16924 J/sm^2K$$

Onde:

KA é a condutividade térmica da água (J/msK)

Pode-se, por fim, calcular o coeficiente global de transferência de calor, U, como sendo o inverso da soma das diversas resistências.

Admite-se que há algum “fouling”, tendo sido quantificado com  $0,0005 \text{ sm}^2\text{K/J}^{[26]}$ . A condutividade da placa, construída em aço inoxidável 316 (AISI), é de  $16 \text{ W/mK}^{[43]}$ . Tem-se, então:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{HA} + \frac{1}{HF} + \frac{1}{HDI} + \frac{SP}{KP}} = 1328 J/sm^2K$$

Onde:

HDI – condutividade do “fouling (J/sm<sup>2</sup>K)

KP – condutividade das placas (J/smK)

### 6.2.3. Cálculo da área total de transferência

A área total de transferência, AUT, é então, calculada:

$$AUT = \frac{POT}{U \times DTML} = \frac{3,61 \times 10^7}{1328 \times 6,263} = 4340 \text{ m}^2$$

E a área de transferência de cada placa, AU, é:

$$AU = \frac{AUT}{N} = \frac{4340}{400} = 10,85 \text{ m}^2$$

A área de transferência é normalmente superior à área projectada da placa, AP, devido a serem gravados nesta, sulcos, em relevo, que aumentam a área de transferência e também a rigidez da placa. Consoante as dimensões da placa e o tipo de sulco, assim a área é aumentada.

Tendo em conta alguns valores referenciados na bibliografia<sup>[43]</sup>, por extrapolação, conclui-se que a área das placas, para o valor da área de transferência acima calculada, é de 9,40 m<sup>2</sup>.

A altura, ALT, é determinada pela equação da área de um rectângulo:

$$ALT = \frac{AP}{LAR} = \frac{9,4}{1,1} = 8,55 \text{ m}$$

Este valor é muito próximo do valor encontrado na referência<sup>[36]</sup>, e supra citado.

Os valores mais importantes para a selecção das ombas são as perdas de carga que os fluidos sofrem ao passarem pelo permutador. Estas perdas são muito pequenas devido à baixa velocidade dos fluidos e à geometria dos permutadores.

Para fluxos turbulentos:

$$PERDASA = 8 \times 1,25 \times REA^{-0,3} \times \frac{ALT}{DA} \times ROL \times \frac{VELA^2}{2} = 48505 \text{ Pa}$$

$$PERDASF = 8 \times 1,25 \times REF^{-0,3} \times \frac{ALT}{DF} \times ROL \times \frac{VELF^2}{2} = 268340 \text{ Pa}$$

Tabela 14 – Resumo dos parâmetros dos permutadores

Parâmetros	1º estágio	2º estágio	3ºestágio
Área de transferência (m <sup>2</sup> )	211,5	1359	4340
Perdas de carga do fluido frio (Pa)	34577	44415	48505
Perdas de carga do fluido quente (Pa)	233660	261359	268340
Nº de placas	20	150	400

#### 6.2.4. Permutadores para esterilização de melaços – selecção do tipo de equipamento.

Para a esterilização dos melaços, opta-se por realizar a operação em permutadores de placas (pré-aquecimento e esterilização), pois estes são bastante utilizados para permuta de calor com fluidos viscosos. <sup>[26]</sup> O motivo reside no facto de no escoamento em placas se atingir o regime turbulento para o número de Reynolds mais baixos (cerca de 100)<sup>[26]</sup>.

- **Dimensionamento do esterilizador**

O dimensionamento deste equipamento é semelhante ao dos permutadores de placas que arrefecem o meio fermentativo.

As alterações que existem são seguidamente enumeradas:

- 1- O melaço (fluido frio) circula através do permutador para aumentar o tempo de residência. Como fluido quente, utiliza-se vapor saturado a 8 bar (170,21 °C), que deixa o permutador sob a forma de líquido saturado.

- 2- O calor a trocar no esterilizador é determinado tendo em atenção a necessidade máxima de melão (calculada a partir da velocidade de crescimento da levedura e do coeficiente estequiométrico) e o aumento de temperatura que o melão sofre.

Os resultados obtidos encontram-se na Tabela 15.

- **Dimensionamento do pré-aquecedor**

O processo de dimensionamento desta peça de equipamento é idêntico ao anteriormente descrito.

Há que ter em conta as seguintes alterações:

- 1- O melão quente e o frio escoam-se ao longo do permutador.
- 2- O conhecimento do caudal e das temperaturas de entrada e saída do melão frio permitem determinar calor transferido. Como se conhece a temperatura de entrada do melão quente, é possível, a partir deste calor, determinar a temperatura de saída.

Tabela 15 – Resumo dos parâmetros do Esterilizador e Pré-Aquecedor

Parâmetros	Esterilizador	Pré-aquecedor
Área de transferência (m <sup>2</sup> )	21,96	10,56
Perdas de carga do fluido quente (Pa)	13274	11209
Nº de placas	25	25

### 6.3. Centrífuga do Fermento

É na centrífuga que se vai retirar grande parte da água que o meio de fermentação possui, quando este sai dos fermentadores do 3º estágio.

A concentração da levedura é um processo importante, pois melhora as suas qualidades de conservação e melhora o processo de distribuição.

Tendo em atenção o pequeno diâmetro dos sólidos (diâmetro das células de levedura é de cerca de  $7\mu\text{m}$  <sup>[46]</sup>) e pretendendo-se recuperar 50% das partículas com diâmetro mínimo de  $7\times 10^{-6}$  m <sup>[26]</sup>, sabendo que o bolo é compressível e que não se pretende recuperar completamente o sólido, então a operação mais adequada nestas condições é a centrifugação. <sup>[46]/[47]</sup>

Pretende-se que a centrífuga tenha uma capacidade suficiente para tratar em 1 hora a carga de um fermentador do último estágio.

Devido ao elevado caudal de sólidos a tratar, a centrífuga deve operar em contínuo.

Como o 3º estágio é composto por 3 fermentadores e estes não são descarregados simultaneamente, o caudal a tratar é de  $266,0\text{ m}^3/\text{h}$  (obtido a partir do Quadro 7) e considerando a massa específica de  $1000\text{g/l}$ , assim o tipo de centrífuga, que devido á sua elevada capacidade <sup>[46]</sup>, se seleciona é a centrífuga de discos com orifícios periféricos.

Devido ao elevado número de discos que estas centrífugas possuem, a corrente líquida divide-se, permitindo uma sedimentação mais rápida e eficaz. A inclinação dos discos permite que a centrífuga tenha menor raio e uma menor velocidade rotacional para o mesmo desempenho.

#### 6.3.1. Dimensionamento

A capacidade máxima das centrífugas utilizadas é de  $300\text{m}^3$ , <sup>[46]</sup> opta-se por uma centrífuga com discos de  $0,4064\text{m}$  <sup>[36]</sup> de diâmetro. A rotação considera-se igual a 6250 rpm.

Os caudais totais e de sólidos que se encontram no Quadro 7, são divididos por dois, pois o caudal está distribuído pelos fermentadores do 3º estágio.

Os discos devem ter um ângulo de 50°, sendo o número de discos da centrífuga é de 98 como calculado posteriormente .

- **Cálculo do caudal volumétrico total**

O caudal volumétrico total a tratar por esta unidade,  $Q_{vt}$ , é calculado por:

$$\begin{aligned} Q_{vt} &= \frac{Q_{ms}}{\rho_s \times Nc} + \frac{Q_{ml}}{\rho_l \times Nc} \\ &= \frac{53,23}{1050 \times 1} + \frac{20,76}{995 \times 1} \\ &= 0,07 \frac{m^3}{s} \end{aligned}$$

$Q_{vt}$  - Caudal volumétrico total ( $m^3/h$ )

$Q_{ms}$  - Caudal mássico de sólidos (kg/s)

$Nc$  – número de centrífugas

$Q_{ml}$  – Caudal mássico de líquido (kg/s)

$\rho_l$  – massa volúmica da água ( $995 \text{ kg/m}^3$ )

$\rho_s$  – massa volúmica dos sólidos ( $\text{kg/m}^3$ )

- **Cálculo da velocidade terminal**

A velocidade terminal de sedimentação,  $VG$ , é dada pela Lei de Stokes e é apenas função de propriedades da fase sólida e líquida:

$$\begin{aligned} VG &= \frac{(\rho_s - \rho_l) \times dp^2 \times G}{18 \times \mu_a} \\ VG &= \frac{(1050 - 995) \times (4 \times 10^{-6})^2 \times 9,8}{18 \times 0,00085} = 5,64 \times 10^{-7} \frac{m}{s} \end{aligned}$$

$\rho_s$  – massa volúmica da levedura ( 1050 kg/m<sup>3</sup>)<sup>[46]</sup>

$dp$  – diâmetro das partículas que são recuperadas 50% <sup>[26]</sup>

$G$  – aceleração gravítica (9,8 m/s<sup>2</sup>) <sup>[36]</sup>

$\mu_a$  – viscosidade da água (0,00085 N/ms) <sup>[36]</sup>

- **Cálculo da área equivalente da centrífuga**

A área equivalente num sedimentador gravitacional,  $A_s$ , é então calculada pela seguinte equação: <sup>[36]</sup>

$$A_s = \frac{Qvt}{2 \times VG} = \frac{0,07}{2 \times 5,64 \times 10^{-7}} = 62056 \text{ m}^2$$

O fator 2 na equação tem a ver com a experiência, que diz que, para centrífugas de discos, a área é metade da calculada. <sup>[26] [36] [46] [47]</sup>

- **Cálculo do número de discos da centrífuga**

O número de discos,  $N$ , é calculado por: <sup>[36]</sup>

$$\begin{aligned} N &= \frac{A_s \times 12 \times G \times tg(TETAR)}{\pi \times w^2 \times (d_e^3 - d_i^3)} + 1 \\ &= \frac{(62056 \times 12 \times 9,8 \times tg(50))}{\pi \times 654,5^2 \times (0,4064^3 - 0,0677^3)} + 1 \\ &= \frac{8697162}{89912} + 1 = 98 \end{aligned}$$

Onde:

TETAR – ângulo que o disco faz com o eixo vertical (graus)

$W$  – velocidade de rotação dos discos (s<sup>-1</sup>)

$d_e$  – diâmetro externo do disco (m)

$d_i$  - diâmetro interno do disco (m)

O cálculo da velocidade rotacional e do diâmetro interno dos discos realizado a seguir:

$$d_i = \frac{d_o}{r_p} = \frac{0,4064}{6} = 0,0677 \text{ m}$$

$$w = \frac{\mu_r \times 2 \times \pi}{60} = \frac{6250 \times 2 \times \pi}{60} = 654,5 \text{ s}^{-1}$$

Com:

$r_p$  - razão entre o diâmetro externo e o interno

$\mu_r$  - velocidade rotacional

O valor obtido para o número de discos, 98, é aceitável, atendendo aos valores que se encontram na bibliografia (33 a 145).<sup>[47]</sup>

- **Cálculo da força centrífuga relativa**

A força centrífuga relativa, RCF, é, por definição, o quociente entre a aceleração centrífuga obtida e a aceleração gravítica:

$$RCF = \frac{w^2 \times d_e}{2 \times G} = \frac{654,5^2 \times 0,4064}{2 \times 9,8} = 8883$$

- **Cálculo da altura da centrífuga**

A altura da centrífuga, h, é definida, tendo em atenção o número de discos, a distancia entre eles, a sua inclinação e espessura, por:

$$\begin{aligned}
 h &= N \times (s_l + s_c) + d_e \times \cos(TETAR) + s_l \\
 &= 98 \times (0,003125 + 0,001) + 0,4064 \times \cos(50^\circ) + 0,003125 \\
 &= 0,669 \text{ m}
 \end{aligned}$$

em que:

$s_l$  – folga entre os discos (m)<sup>[47]</sup>

$s_c$  – espessura do disco (m)<sup>[36]</sup>

## 6.4. Filtro Rotativo

### 6.4.1. Seleção do tipo de equipamento

Pretende-se nesta unidade concentrar o fermento, para que possa adquirir uma forma mais consistente. Esta operação é normalmente realizada por filtração.<sup>[36]</sup>

No tratamento de substâncias biológicas, o filtro mais usual é o filtro rotativo de vácuo. Este tipo de filtro pode operar em condições bastante variadas.<sup>[46]</sup>

Assim o objetivo é filtrar e lavar continuamente 13263 kg/h de creme de levedura.

### 6.4.2. Dimensionamento do Filtro Rotativo

No dimensionamento do filtro, os parâmetros fundamentais a determinar são a área de filtração e a espessura do bolo. Para tal a partir do valor do caudal a tratar e da composição do creme, determina-se o tempo de um ciclo de filtração.

Dos balanços mássicos retira-se que o caudal do bolo à saída do filtro é de 5291 kg/h, mas, o máximo que se pode produzir neste tipo de filtros é de 5000 kg/h.<sup>[36]</sup>, optando-se, assim, por realizar esta operação em dois filtros iguais. Deste modo, é necessário efetuar todos os cálculos considerando apenas metade do valor dos caudais.

Para calcular a área é necessário conhecer o volume específico,  $v$ , a resistência do bolo,  $R$ , e, como todos os bolos orgânicos são compressíveis<sup>[46]</sup>, o fator de compressibilidade,  $s$ .

- **Cálculo do volume específico**

$$V = \frac{\frac{Q_{ms}}{\rho_B}}{\frac{Q_{ml}}{\rho_l}} = \frac{\frac{0,735}{1050}}{\frac{1,107}{995}} = 0,629$$

Onde:

$Q_{ms}$  – caudal mássico de bolo (kg/s)

$Q_{ml}$  – caudal mássico de filtrado (kg/s)

$\rho_B$  – massa volúmica de sólidos (kg/m<sup>3</sup>)<sup>[46]</sup>

$\rho_l$  – massa volúmica de líquidos (kg/m<sup>3</sup>)<sup>[36]</sup>

- **Cálculo da área específica da partícula**

Admitindo que as partículas são esféricas e tem um diâmetro de 7  $\mu\text{m}$ <sup>[46]</sup>, a área específica da partícula,  $AE$ , vem:

$$AE = \frac{A_{sp}}{V_p} = \frac{6}{d_p} = \frac{6}{7 \times 10^{-6}} = 8,571 \times 10^5 \text{ m}^{-1}$$

Em que:

$A_{sp}$  – área superficial da partícula (m<sup>2</sup>)

$V_p$  – volume da partícula (m<sup>3</sup>)

$d_p$  – diâmetro da partícula (m)

- **Cálculo da porosidade:**

A porosidade, E, é calculada a partir da razão da massa do sólido/massa de líquido no bolo:

$$\frac{C_m}{(1 - C_m)} = \frac{A \times esp \times (1 - E) \times \rho_B}{A \times esp \times E \times \rho_l}$$

$$E = \frac{1}{\frac{(1 + (C_m \times \rho_l))}{((1 - C_m) \times \rho_B)}} = \frac{1}{\left(\frac{0,434 \times 995}{(1 - 0,434) \times 1050} + 1\right)} = 0,58$$

Onde:

$C_m$  – concentração mássica de sólido no bolo final (%)

A – área

esp – espessura de bolo (m)

- **Cálculo da resistência do bolo:**

A resistência do bolo é determinada por:

$$R = \frac{5 \times AE^2 \times (1 - E)}{E^3} = \frac{5 \times 8,571 \times 10^5 \times (1 - 0,58)}{0,58^3} = 7,91 \times 10^{12} m^{-2}$$

- **Cálculo do tempo de cada ciclo:**

Sabendo a velocidade de rotação do filtro, rpm, facilmente se fica a conhecer o tempo de um ciclo, TC:

$$TC = \frac{60}{rpm} = \frac{60}{2,5} = 24s$$

O valor de rpm encontra-se dentro da gama dos valores mais comuns (0,1 rpm – 10 rpm).<sup>[47]</sup>

- **Cálculo da área de filtração:**

Admitindo que o bolo não é muito compressível ( $s = 0,8$ ), nem pouco compressível ( $s = 0,1$ )<sup>[46]</sup>,  $s$  assume um valor médio da gama, 0,5. A queda de pressão através do bolo admite-se igual a 10,5 mmHg.<sup>[48]</sup>

$$A = \frac{(R \times \mu \times v \times t_c)}{(2 \times dp^{(1-s)} \times \beta)^{\frac{1}{2}}} \times \frac{Q_{ml}}{\rho_l}$$

$$= \sqrt{\left( \frac{7,91 \times 10^{12} \times 0,00085 \times 0,629 \times 24}{2 \times 1400^{(1-0,5)} \times \frac{1}{3}} \right)} \times \frac{1,107}{995} = 70,97m^2$$

Onde:

$\mu$  - viscosidade do líquido (Ns/m<sup>2</sup>)

$t_c$  – tempo de ciclo de filtração (s)

$dp$  – queda de pressão no fluido (Pa)

$\beta$  – fator de submersão (1/3)<sup>[48]</sup>

$s$  – parâmetro de compressibilidade

- **Cálculo do diâmetro e comprimento do filtro:**

Admitindo que a razão entre o comprimento e o diâmetro do filtro,  $r_{ld}$ , é 1,5 (normalmente o comprimento é inferior ao dobro do diâmetro<sup>[49]</sup>), pode-se calcular o diâmetro do filtro,  $d_f$ , e o seu comprimento,  $l_f$ :

$$d_f = \left( \frac{A}{(r d l \times \pi)} \right)^{\frac{1}{2}} = \left( \frac{70,97}{1,5 \times \pi} \right)^{\frac{1}{2}} = 3,88 \text{ m}$$

$$l_f = d_f \times r d l = 1,5 \times 3,88 = 5,82 \text{ m}$$

- **Cálculo da espessura do bolo:**

A espessura do bolo, *esp*, é determinada por:

$$esp = \frac{Q_{ms} \times t_c}{\rho_B \times A} = \frac{0,735 \times 24}{1050 \times 70,97} = 2,37 \times 10^{-4} \text{ m}$$

## 6.5. Filtro de Beterraba

### 6.5.1. Seleção do tipo de equipamento

Nas indústrias que utilizam o melaço de beterraba, o filtro mais utilizado é denominado por filtro de Kelly<sup>[48]</sup>, composto por uma caraça cilíndrica, colocada na horizontal, contendo no interior várias folhas de filtro, retangulares, e dispostas verticalmente.

Este tipo de filtro trabalha descontinuamente, podendo, no entanto, reduzir-se muito o tempo de paragem em cada ciclo, utilizado duas armações com folhas, colocadas em extremidades opostas do filtro, e que se alternam na operação.<sup>[48]</sup>

### 6.5.2. Dimensionamento

Nos cálculos realizados é necessário fixar alguns parâmetros e propriedades.

Assim, admite-se que a viscosidade do líquido é igual à de uma solução de sacarose a 60% (a 30°C) e cujo valor é de  $56,7 \times 10^{-3} \text{Ns/m}^2$  [48].

Considera-se que a porosidade do bolo é de 0,85. [2]

Admite-se que as impurezas são pequenos grãos de areia (carbonato de cálcio), com um diâmetro de 50  $\mu\text{m}$ , e de massa específica de 3 000  $\text{kg/m}^3$ . [50]

- **Cálculo do volume específico**

O volume específico,  $v$ , é dado pela razão volúmica entre o caudal de sólidos e o de líquidos:

$$v = \frac{\frac{Q_{ms}}{\rho_B}}{\frac{Q_{ml}}{\rho_l}} = \frac{1,549}{\frac{3000}{0,728}} = 0,92$$

Em que:

$Q_{ms}$  – caudal mássico do sólido (kg/s)

$Q_{ml}$  – caudal mássico do líquido (kg/s)

$\rho_B$  – massa específica do sólido ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_l$  – massa específica do líquido ( $\text{kg/m}^3$ )

- **Cálculo da área específica**

O cálculo da área específica, AE, é dado pela razão entre a área de superfície e o volume dos sólidos. Admitindo-se que as partículas são esféricas, vem:

$$AE = \frac{\frac{\pi}{(d_p^2)}}{\frac{\pi}{6 \times d_p^3}} = \frac{6}{d_p} = \frac{6}{50 \times 10^{-6}} = 12 \times 10^4 \text{ m}^{-1}$$

- **Cálculo da resistência do bolo**

A resistência do bolo, R, é determinada através da equação que se utiliza nos cálculos referentes aos filtros rotativos de fermento:

$$R = \frac{5 \times AE^2 \times (1 - E)^2}{E^3} = \frac{5 \times 12 \times 10^4 \times (1 - 0,85)^2}{0,85^3} = 2,64 \times 10^9 \text{ m}^{-2}$$

Em que:

E – porosidade do bolo

- **Cálculo da capacidade do filtro**

A área de filtração varia entre 120 e 158 m<sup>2</sup>[49], tendo-se optado por utilizar o valor de 130 m<sup>2</sup>, devido aos caudais a tratar serem pequenos.

Tendo em atenção à natureza do sólido, admite-se que o bolo é incompressível.

Desconhecendo valores usuais para a perda de carga para este tipo de filtros, considera-se que é de 50 mmHg (6667 Pa), valor usual para filtros rotativos. [36]

O volume de filtrado que se pode obter, pela utilização deste equipamento, durante 5 horas, V<sub>L</sub>, é de:

$$V_L = A \times \left( \frac{2 \times dp^{(1-0,5)} \times t_c}{R \times \mu \times v} \right)^{\frac{1}{2}} = 130 \times \sqrt{\frac{2 \times 6667^{(1-0,5)} \times 36000}{2,64 \times 10^9 \times 0,0567 \times 0,92}} = 26,86 \text{ m}^3$$

Onde:

μ - viscosidade do fluido (Ns/m<sup>2</sup>)

$dp$  – queda de pressão através do bolo (Pa)

$t_c$  – tempo de filtração (s)

- **Cálculo do número de filtros**

O volume de filtrado que se obtém, após 5 horas de filtração, VLR, é:

$$VLR = \frac{Q_{ml}}{\rho_l} \times t_c = \frac{0,728}{1300} \times 36000 = 20,08 \text{ m}^3$$

Este valor é menor que a capacidade do filtro, VL, sendo necessário apenas um filtro.

- **Cálculo do espaço entre as folhas**

É, agora, necessário fazer balanços ao bolo para se determinar a espessura deste. Assim:

$$esp = \frac{V \times VLR}{A} = \frac{0,92 \times 20,08}{130} = 0,142 \text{ m}$$

Este valor está dentro da gama que se encontra na bibliografia [14] para a distância entre duas folhas (de 0,0508 a 0,1524 m).

Opta-se por um espaçamento entre folhas de 0,15 m, pois há interesse que não exista contato entre os bolos que se formam.

Este filtro não é dimensionado em termos de diâmetro e comprimento, devido a não ter conhecimento do número de folhas e da sua correta disposição. No entanto, o diâmetro deverá ser cerca de 1,5 m e o comprimento os 3,35 m. <sup>[49]</sup>

## 6.6. Tanques - Introdução

Na escolha do tipo do reservatório e do material de construção devem-se ter em atenção os seguintes fatores: <sup>[49]</sup>

- Temperatura e pressão de armazenamento
- Propriedades específicas do material a armazenar, especialmente a pressão de vapor de líquidos nas condições de armazenamento
- Toxicidade do material a armazenar
- Características corrosivas do material a armazenar

No presente projeto, todos os tanques de armazenagem e depósitos do processo são dimensionados para conter líquidos não voláteis a uma pressão não muito diferente da atmosférica.

No dimensionamento, o valor da tolerância admitida é 10% do volume suficiente do reservatório.

### 6.6.1. Tanques de Armazenagem

Segundo Ulrich <sup>[51]</sup>, o período de tempo que normalmente deve ser considerado para determinar a capacidade de armazenagem de matérias-primas é cerca de 1 mês.

Apenas são dimensionados os tanques de armazenamento das principais matérias-primas:

- Melaço de beterraba
- Ácido sulfúrico
- Amónia
- Ácido fosfórico

Os tanques são constituídos por uma virola cilíndrica, um tampo inferior raso e um tampo superior ligeiramente cónico. Admite-se, sem grande erro, que a fração de volume do depósito abrangido pelo tampo cónico é desprezável.

Todos os tanques são projetados, por razões económicas, de modo a possuírem uma área superficial mínima para um dado volume:

$$A = 2 \times \pi \times r^2 + 2 \times \pi \times r \times h \quad (\text{Equação 18})$$

Sendo:

A – área superficial do tanque

r - raio do tanque

h – altura do tanque

Como o volume do tanque, V, é dado por:

$$V = \pi \times r^2 \times h \quad (\text{Equação 19})$$

Explicitando em ordem a h e substituindo-a na expressão, vem:

$$A = 2 \times \pi \times r^2 + 2 \times \left(\frac{V}{r}\right)$$

Derivando em ordem a r e igualando a zero, tem-se:

$$r_{\text{minimizante}} = \left[\frac{V}{(2 \times \pi)}\right]^{\frac{1}{3}} \quad (\text{Equação 20})$$

e

$$h_{\text{minimizante}} = \frac{V}{\pi \times r_{\text{minimizante}}^2} \quad (\text{Equação 21})$$

A título exemplificativo, descrevem-se os processos de dimensionamento dos tanques de armazenamento de melão de beterraba e de amónia (o processo é idêntico para os outros nutrientes). Encontram-se na Tabela 17 os resultados obtidos bem como material considerado mais indicado para a construção de cada tanque.

- **Tanque de melão de beterraba**

$$\text{Consumo} = 5574,82 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

então:

$$\text{Consumo mensal} = 5574,82 \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) \times 24 \left( \frac{\text{h}}{\text{dia}} \right) \times 30 \left( \frac{\text{dia}}{\text{mês}} \right) = 4,0 \times 10^3 \left( \frac{\text{t}}{\text{mês}} \right)$$

Não dispondo de valores da massa específica dos melões,  $\rho$ , admite-se que esta é aproximadamente igual à da sacarose pura, i.e.,  $1,5 \text{g/ml}^{[52]}$ , para uma temperatura média de armazenagem de  $20^\circ\text{C}$ . Deste modo, o volume do reservatório,  $V_s$ , é dado por:

$$V_s = \frac{\text{consumo mensal (t)}}{\rho \left( \frac{\text{t}}{\text{m}^3} \right)} = \frac{4,0 \times 10^3}{1,5} = 2,7 \times 10^3 \text{ m}^3$$

Afetando este valor pelo fator de 10%, temos o volume de reservatório,  $v$ :

$$V = V_s \times 1,1 = 2,7 \times 10^3 \times 1,1 = 2970 \text{ m}^3$$

A partir das equações 20 e 21 retira-se:

$$D_{\text{minimizante}} = 15,58 \text{ m} \quad (D=2 \times r)$$

E 
$$h_{\text{minimizante}} = 15,58 \text{ m}$$

- **Tanque de amónia**

A partir dos balanços mássicos, retiram-se os seguintes valores do consumo em amónia:

Tabela 16 – Consumos de amónia a 25%

Estágio	Consumo (produção FF) (t/partida)
1	0,17
2	1,4
3	11,2
Total	12,77

Na secção dos balanços mássicos determinou-se o número de partidas anuais necessárias para satisfazer a produção pretendida:

$$\text{N}^\circ \text{ de partidas} = 554,8$$

Deste modo, é possível determinar as necessidades mensais de amónia:

$$\text{necessidade mensal} = \frac{12,77(t) \times 504,8 \left(\frac{\text{partida}}{\text{ano}}\right)}{12} = 537,2 \left(\frac{t}{\text{mês}}\right)$$

A massa específica da amónia,  $\rho$ , a 25% e à temperatura de 20°C é de 0,9101 kg/m<sup>3</sup> [52].

Deste modo o volume suficiente do reservatório,  $V_s$ , é dado por:

$$V_s = \frac{\text{consumo mensal (t)}}{\rho \left(\frac{t}{m^3}\right)} = \frac{537,2}{0,9101} = 590 m^3$$

Afetando este valor pelo fator de 10%, temos o volume de reservatório  $V$ :

$$V = V_s \times 1,1 = 590 \times 1,1 = 649 m^3$$

A partir das expressões (5.2.3) e (5.2.4), retira-se:

$$D_{\text{minimizante}} = 9,38 \text{ m} \quad (D=2 \times r)$$

E

$$h_{\text{minimizante}} = 9,38 \text{ m}$$

A Tabela 17 resume as dimensões obtidas para todos os tanques.

Tabela 17 – Dimensionamento dos tanques de armazenagem

Matéria-prima	Unidade	Consumo (t/mês)	$\rho(20^{\circ}\text{C})$ ( $\text{t/m}^3$ )	$V(\text{m}^3)$	$h(\text{m})$	$D(\text{m})$	Material de construção
Melaço de Beterraba	TB	$4,0 \times 10^3$	$1,5^{[52]}$	2970	15,5 8	15,5 8	Aço ao carbono
Ác. Fosfórico (85%)	TAF	1254	$1,695^{[52]}$	814	10,1 2	10,1 2	Aço inoxidável
Ác. Sulfúrico(98%)	TAS	5844	$1,8361^{[36]}$ l	3501	16,4 6	16,4 6	Aço inoxidável
Amónia (25%)	TA	537,2	$0,9101^{[36]}$ l	649	9,38	9,38	Aço inoxidável

### 6.6.2. Depósitos Intermedios do Processo

Os depósitos que se dimensionam são os seguintes:

- Depósito de mistura de melaço
- Depósitos intermédios entre o 2º e o 3º estágios
- Depósitos de creme de levedura

Os depósitos são constituídos por uma virola cilíndrica, um tampo inferior cónico para facilitar a descarga e um tampo superior ligeiramente cónico. Admite-se que a fração de volume do depósito abrangido pelos tampos cónicos é desprezável. A razão altura/diâmetro, normalmente utilizada neste tipo de depósitos, varia entre 3:1 e 5:1 <sup>[51]</sup>. Neste projeto, opta-se pelo valor 5:1 para os depósitos de creme de levedura e 3:1 para os restantes.

- **Depósito de mistura de Melaço**

Este depósito é dimensionado para uma capacidade de armazenamento correspondente ao consumo de melaço numa partida.

Assim do Quadro 2, retira-se que o consumo de melaço por partida é 83,622 t.

Não dispondo de valores da massa específica para melaços,  $\rho$ , admite-se que esta é aproximadamente igual à da sacarose pura, sendo assim 1,5 g/ml<sup>[51]</sup>, a uma temperatura média de 20°C. Deste modo o volume suficiente do reservatório,  $V_s$ , é dado por:

$$V_s = \frac{\text{consumo mensal (t)}}{\rho \left( \frac{\text{t}}{\text{m}^3} \right)} = \frac{83,622}{1,5} = 55,75 \text{ m}^3$$

Afetando este valor pelo fator de 10%, temos o volume de reservatório,  $v$ :

$$V = V_s \times 1,1 = 55,75 \times 1,1 = 61,32 \text{ m}^3$$

Admitindo a relação 3:1 para a razão altura (h)/diâmetro (d), obtém-se:

$$D_{\text{minimizante}} = 2,14 \text{ m} \quad (D=2 \times r)$$

e

$$h_{\text{minimizante}} = 6,42 \text{ m}$$

Este depósito encontra-se à pressão atmosférica e o material de construção mais indicado para a sua construção é o aço inoxidável porque o pH do melaço é ajustado para um valor baixo por adição de ácido sulfúrico tornando o meio corrosivo.

- **Depósitos Intermédios**

Entre o 2º e 3º estágio, a transferência da levedura não é direta devido à natureza descontínua do processo de propagação, sendo assim, no 2º estágio existe apenas um fermentador que produz levedura suficiente para a inocular os 2 fermentadores do 3º estágio. Não estando estes sincronizados, é necessário que o inóculo seja temporariamente armazenado em um dos dois depósitos necessários, com um volume aproximadamente igual ao de uma carga do fermentador do 2º estágio ( $59,882\text{m}^3$ ).

$$V_s = 59,882 \times 0,8 = 47,906\text{m}^3$$

E considerando uma tolerância de 10%:

$$V = V_s \times 1,1 = 47,906 \times 1,1 = 52,70 \text{ m}^3$$

A necessidade da existência de dois depósitos deve-se ao fato do período de tempo necessário para realizar uma partida no fermentador do 2º estágio ser inferior ao tempo necessário para esvaziar o depósito, proceder à sua limpeza e esterilização, pelo que a levedura vinda do 2º estágio colocada alternadamente nos dois depósitos.

A razão altura/diâmetro para estes depósitos assume-se igual a 3:1, assim:

$$D_{\text{minimizante}} = 2,03 \text{ m} \quad (D=2 \times r)$$

e

$$h_{\text{minimizante}} = 6,09 \text{ m}$$

Este depósito encontra-se à pressão atmosférica e o material de construção mais indicado para a sua construção é o aço inoxidável pelas mesmas razões apresentadas para os fermentadores.

- **Depósitos de creme de levedura**

O dimensionamento destes reservatórios tem em conta os modos e tempos de operação das unidades a montante e a jusante dos depósitos, respetivamente fermentadores (operação descontínua) e filtros rotativos (operação contínua). Assim no mínimo são necessários dois depósitos de creme de levedura, com volume aproximadamente igual ao volume de líquido que sai da centrífuga, considerando que a massa específica de creme é cerca de 1000g/l. Assim obtém-se para o volume de um depósito:

$$V_s = \frac{149,466 \left( \frac{t}{partida} \right)}{\frac{2(\text{fermentadores último estágio})}{1 \frac{t}{m^3}}} = 74,73 \text{ m}^3$$

Aplicando um fator de sobredimensionamento de 55%, para ter em atenção a possibilidade da realização de duas partidas consecutivas:

$$V = V_s \times 1,55 = 74,73 \times 1,55 = 115,83 \text{ m}^3$$

Para o volume de 115,83 m<sup>3</sup> e admitindo uma razão altura diâmetro de 5:1, obtém-se, as seguintes dimensões:

$$D = 2,64 \text{ m}$$

$$h = 13,21 \text{ m}$$

Considera-se que a pressão de operação destes depósitos é aproximadamente a atmosférica e o material mais indicado para a sua construção é o aço inoxidável, devido às exigências do processo.

Apresentam-se na Tabela 18 seguinte os resultados obtidos no dimensionamento dos depósitos intermédios do processo.

Tabela 18 – Dimensionamento dos depósitos

Matéria-prima	Unidade	Nº de depósitos	Capacidade (m <sup>3</sup> )	h(m)	D(m)	Material de construção
Mistura de Melaços	TMM	1	61,32	6,42	2,14	Aço inoxidável
Intermédio	TI	2	52,70	6,09	2,03	Aço inoxidável
Creme de levedura	TL	3	115,83	13,21	2,64	Aço inoxidável

# **7. Instrumentação e Controlo**

## 7. Instrumentação e controlo

### 7.1. Introdução à instrumentação e controlo

Os instrumentos usam-se para comandar as variáveis do processo durante o funcionamento da instalação. Podem estar incorporados em ciclos de controlo automático ou ser usados para o comando manual do funcionamento do processo. Podem, também, fazer parte de um sistema automático de aquisição de dados para o computador. Os instrumentos que comandam as variáveis críticas do processo serão dotadas de alarmes automáticos para alertar operadores de situações críticas ou perigosas. <sup>[28]/[29]/[30]</sup>

### 7.2. Objectivos primários da instrumentação e controlo

Os objectivos primários da instrumentação e controlo são:

1. Funcionamento da instalação em boas condições de segurança:
  - a. Manter as variáveis do processo dentro de limites de funcionamento que sejam seguros;
  - b. Detetar situações perigosas na altura em que elas se estejam a criar e prover alarmes e sistemas automáticos de paragem;
  - c. Prover encravamentos e alarmes para evitar manobras de comando perigosas
2. Caudal de produção: alcançar o ritmo de produção projetado;
3. Qualidade do produto: manter a composição do produto dentro das normas de qualidade especificadas;
4. Custo: funcionar com um custo de produção mínimo.

### 7.3. Instrumentação e controlo dos fermentadores

Pequenas alterações nas condições de operação podem afectar seriamente as propriedades do produto final. Assim, deve ser implementado um plano rigoroso de controlo de qualidade que, para além da reaslição, durante o decorrer das propagações, de análises físicas, químicas e microbiológicas deve incluir um eficiente sistema de controlo dos fermentadores bem como, monitorização das variáveis processuais através da utilização de instrumentação fiável.

Os objectivos a alcançar pelos sistemas de instrumentação e controlo são os que são discriminados de seguida:

- Garantir o funcionamento da instalação em condições de segurança;
- Manter as variáveis do processo dentro dos limites de segurança;
- Detectar situações perigosas e desencadear rapidamente acções preventivas;
- Criar situações de encravamentos e de disparo de alarmes por forma a evitar manobras perigosas por parte dos operadores;
- Manter o ritmo de produção pré-estabelecido;
- Qualidade do produto;
- Manter a composição do produto dentro das normas de qualidade especificadas;
- Garantir o funcionamento com custos de produção mínimos.

Estes objectivos são alcançados mediante uma combinação de controlo automático, comando manual e análise laboratorial.

Assim, com o objectivo de produzir economicamente leveduras para panificação, deve ser mantido um ambiente óptimo nos fermentadores de modo a maximizar a produção.

O controlo instrumental do meio físico no fermentador é normalmente suficiente, utilizando sensores como elementos indicadores das condições deste meio. À excepção dos sensores de pH e oxigénio, o controlo instrumental do ambiente químico encontra-se num estado menos avançado. <sup>[22]</sup>

Os parâmetros mais importantes a considerar no processo de crescimento podem ser agrupados em físicos e químicos, tal como, se mostra no diagrama da Figura 6.

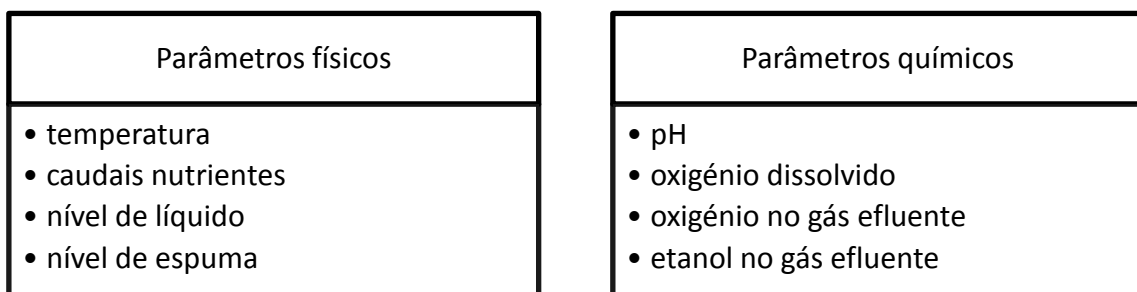


Figura 6 – Parâmetros mais importantes a considerar no processo de crescimento

### 7.3.1. Parâmetros físicos

- Temperatura

Os sensores de temperatura para os processos bioquímicos, são normalmente dos seguintes tipos<sup>[42]</sup>:

- termómetros bimetálicos
- termómetros de bolbo e capilar -termopares
- termistores
- termómetros de resistência eléctrica

Apesar da temperatura a que decorre a fermentação se pretender próxima da temperatura ambiente (cerca de 30 °C), os instrumentos de medida têm de ser mecanicamente resistentes à temperatura de esterilização (entre 140 a 160 °C).

De todos estes sensores, o mais adequado, é o termómetro de resistência eléctrica, pois apresenta as seguintes vantagens<sup>[2]</sup>:

- maior exactidão ( $\pm 0,25\%$ )
- maior sensibilidade a pequenas variações de temperatura
- resposta rápida
- sem restrições de distância entre o local de medida e o de leitura e registo

Estes termómetros encontram-se normalmente envolvidos por bainhas protectoras em aço inoxidável.<sup>[2]</sup>

O controlo da temperatura no interior dos fermentadores deve efectuar-se por regulação dos caudais de recirculação do meio fermentativo e da água de arrefecimento no

permutador de placas. Atua nestes dois caudais devido à necessidade de ajuste dos perfis de temperatura nos dois equipamentos que não são independentes.

- Caudais

- Gases:

Um dos medidores de caudal mais utilizados para gases são os rotâmetros construídos em metal, e para os quais a posição do nível é determinada magnética e electricamente, e transmitida à distância.<sup>[2]</sup>

Sempre que possível os rotâmetros não devem ser esterilizados, estando normalmente colocados entre a entrada de ar e o filtro de ar.<sup>[2]</sup>

O elemento final de controlo mais utilizado para caudais de gases é a válvula de agulha.<sup>[2]</sup>

Como os analisadores do gás efluente necessitam que a medida dos caudais seja rigorosa, deve utilizar-se um medidor de caudal térmico, do qual se obtém um sinal eléctrico.<sup>[2]</sup>

- Líquidos:

Para a medição do caudal de líquidos não esterilizados existe um elevado número de instrumentos, mas para líquidos esterilizados só alguns podem ser utilizados. Assim, para medir o caudal de ácidos e amónia utilizam-se os mais vulgares medidores de caudal (placa perfurada, venturi, etc ...). Para o caudal de melaços já esterilizados utilizam-se bombas de pistão.<sup>[2]</sup>

O anel de controlo do caudal de melaços é efectuado através da utilização de uma bomba de pistão. Para além de o controlador ser conhecedor da evolução no tempo que o caudal dos melaços deve ter, recebe, ainda, informação do sensor de etanol, para que actue no caudal de melaços, quando traços de etanol são captados no gás efluente.<sup>[44]</sup>

Os anéis de controlo dos caudais de amónia e de ácido fosfórico (o ácido sulfúrico está associado ao controlo do pH).

i) Nível de líquido

O nível de líquido dos fermentadores é medido indirectamente através de células de carga, que dão informação sobre o peso, mas que a partir do conhecimento da massa específica do meio fermentativo pode-se inferir a altura de líquido no fermentador. Esta técnica é a mais utilizada, visto que permite a determinação do nível de líquido sem existir qualquer contacto com o mesmo.<sup>[2]</sup>

ii) Nível de espuma

As técnicas utilizadas para adição de anti-espumas dependem muito do processo em questão e de considerações económicas. Tratando-se de fermentações por processo semi-descontínuo, a espuma só cria problemas a partir de um determinado nível de líquido no fermentador, pelo que a adição contínua, ou igualmente espaçada temporalmente não é a solução adequada. Assim, é importante ter um sistema de detecção de espuma, normalmente constituído por dois electodos (um no topo do fermentador e outro a uma determinada distância do topo), onde passa corrente eléctrica quando a espuma toca no electrodo superior. A corrente gerada irá fazer acionar uma bomba (equipada com um temporizador) que introduzirá no fermentador o anti-espuma.<sup>[2]</sup>

- Parâmetros químicos

i) pH

O pH é invariavelmente medido através de electodos, mais ou menos sofisticados. Os elementos sensores dos electodos têm vindo cada vez mais a apresentar maior sensibilidade e menores tempos de resposta.<sup>[2]</sup>

Embora existam outros parâmetros que é frequente medir, tais como a concentração (medida indirectamente por análises de viscosidade ou densidade ótica), a quantidade de dióxido de carbono dissolvido no meio e no gás de saída, para os quais se têm desenvolvido sensores específicos, os que foram apresentados são os considerados essenciais à obtenção de um controlo eficiente dos fermentadores.

# 8. Layout

## 8. Layout

### 8.1. Introdução ao layout

O layout de uma unidade, é o arranjo espacial entre equipamentos, edifícios e tubagens que permita minimizar os custos, sem que o processo deixe de operar em condições de segurança.

O layout influencia profundamente o desempenho e as funções operacionais, e por essa razão, torna-se essencial planeá-lo, de acordo com as necessidades de cada organização.

A tomada de decisões sobre a implantação, implica a determinação da localização de departamentos, postos de trabalho, máquinas e outros.

Muitas empresas não se preocupam com o planeamento do seu layout, e como tal, as consequências dessa insensatez, serão grandes, em relação à sua produtividade, custos e qualidade na produção de bens e serviços.

Na maioria dos casos, a preocupação com o arranjo físico está centrada no momento presente, sem a previsão de profundas mudanças que o próprio negócio exigirá, no futuro, devido a diversos fatores, entre eles o avanço científico e tecnológico.

Para a elaboração do layout, é necessário começar por conhecer a empresa em questão, qual o seu perfil organizacional, os seus objetivos em relação à implantação de um layout e quais as suas necessidades reais.

É extremamente importante o conhecimento do produto fabricado, a quantidade necessária a produzir, o fluxo de operações, as inter-relações entre as atividades, os serviços auxiliares que darão suporte à produção e o fator tempo, um dos fatores diferenciadores na qualidade da prestação de serviços.

É de realçar a necessidade das empresas em organizar o seu processo produtivo. A simples aquisição de novos equipamentos e respetiva disposição na fábrica, sem levar em consideração o fluxo de materiais e de pessoas, pode não garantir, por si só, o aumento esperado da produção.

Mas será esta busca do layout perfeito, realizada ao acaso? Obviamente que não. Em instalações industriais, como é o nosso caso, é extremamente importante qualquer redução de movimentação de materiais. O que é então, necessário fazer se é necessário movimentar materiais e ter espaço para os colocar? Poderá tudo isto ser previsto na construção de uma instalação?

A construção ou alteração de uma instalação, pode ser feita ao acaso?

Evidentemente que não, porque essa instalação, quando terminada, provavelmente não estará funcional para os fins pretendidos.

Os fatores mais importantes que intervêm numa estratégia de layout são:

- Distribuição económica de serviços – água, vapor, potência e gás;
- Possibilidade de expansão futura da fábrica;
- Considerações de segurança;
- Localização da unidade fabril.

Além destes pontos anteriormente referidos, também é necessário que exista um conjunto de bons resultados noutros fatores não menos importantes:

- Bons fluxos de materiais entre departamentos;
- Espaço adequado a cada departamento;
- Proximidade dos departamentos que têm uma maior relação entre si.

“Se, se desejar ter a produtividade máxima, tem que se ajustar o design da instalação, de acordo com as necessidades das operações.”

(System Designer John Yacka)

Conclui-se assim que o planeamento e projeto de instalações assumem, no presente, uma importância de enorme relevância na procura da otimização de operações, redução de custos e aumento de produtividade. Esta necessidade advém do aumento de competitividade das empresas, bem como da gestão, cada vez mais particular, de todos os processos inerentes à atividade produtiva. <sup>[31]</sup>

## 8.2. Localização e disposição dos edifícios

Existem dois tipos de edifícios a considerar:

- Os auxiliares
- Os diretamente ligados às unidades de equipamento de produção

Os edifícios auxiliares incluem:

- Escritórios
- Oficinas
- Laboratórios
- Cantinas e zonas de convívio e lazer
- Parque de veículos
- Serviços de emergência médica

### 8.3. Armazenagem

Atualmente, também a otimização do espaço e do tempo nos armazéns é de extrema importância. Daí o manuseamento rápido dos artigos, ser uma das prioridades num layout, de forma a proporcionar uma rápida rotação dos artigos.

Nos dias de hoje, com ciclos de vida dos materiais/produtos cada vez mais curtos e a crescente necessidade de reabastecimentos rápidos, o armazenamento tem de ser racionalizado. A tendência é optar por zonas de armazenamento de maiores dimensões, mais centralizadas e em menor número.

Cada armazém é um caso particular. A tomada de decisões sobre o layout do armazém, implica a determinação da localização de departamentos, postos de trabalho, máquinas e pontos de localização de stocks. O principal objetivo é organizar estes elementos de forma a garantir um fluxo regular de materiais/produtos.

Uma disposição funcional do armazém e um uso inteligente dos serviços e equipamento de manuseamento/movimentação dos materiais são as chaves para o sucesso dos sistemas de armazenamento. <sup>[31]</sup>

### 8.4. Segurança

#### 8.4.1. A segurança intrínseca do processo

O design da planta do nosso processo inclui um número de factores de segurança, tais como:

- Sistemas de disparo de emergências, controladas por computador.
- Abastecimento de potência ininterrupta para controlo computadorizado e para controlo de instrumentação crítica.
- Sistema de descarga de emergência para evacuação rápida de toda a planta, numa eventual emergência.
- Detectores de gases, os quais determinam instantaneamente e destacam (num painel gráfico de fácil leitura).
- Amortecedor de emergência de ar instrumental.
- Sistemas automáticos de protecção de fogo.

Dependendo da severidade de cada situação, o sistema da instalação industrial, pode ser desligado manualmente, numa sequência controlada passo a passo; mais rapidamente recorrendo a ambos os controlos, manual e computadorizado; ou meramente por disparo/corte automático e instantâneo. <sup>[28]</sup>

### **Segurança e saúde dos locais de trabalho**

A nossa empresa considera de extrema importância que os seguintes requisitos sejam cumpridos nas instalações da nossa indústria:

- Instalação eléctrica sem comportar risco de incêndio ou de explosão, assegurando que a sua utilização não constitui factor de risco para os trabalhadores, por contacto directo ou indirecto.
- Vias normais e de emergência, permanentemente desobstruídas e em condições de utilização, devendo o respectivo traçado conduzir, o mais directamente possível, a áreas ao ar livre ou a zonas de segurança.
- Vias e saídas de emergência, sinalizadas de acordo com a legislação sobre sinalização de segurança em vigor; dispondo, todas aquelas que necessitem de

iluminação artificial durante os períodos de trabalho, de iluminação de segurança alternativa para os casos de avaria na iluminação principal.

- Portas de emergência (não rotativas, nem de correr) não fechadas à chave, possuindo no interior, trancas de segurança, facilmente removíveis das portas, abrindo todas para o exterior de forma rápida e facilmente acessível a qualquer pessoa.
- Material de combate manual contra incêndios, em perfeito estado de funcionamento e em locais acessíveis, nos termos da legislação específica aplicável, existindo durante os períodos normais de trabalho um número suficiente de trabalhadores devidamente instruídos sobre o seu uso, sendo todo o material objecto de sinalização de segurança de acordo com a legislação aplicável.
- Vias de circulação destinadas a pessoas, com iluminação adequada e piso não escorregadio ou antiderrapante.
- Vestiários bem iluminados e ventilados, comunicando diretamente com a zona de chuveiros e lavatórios; armários individuais possíveis de fechar à chave e assentos em número suficiente para os seus utilizadores.
- Vários locais de trabalho, equipados com material de primeiros socorros, devidamente sinalizado e de acesso fácil.

## 8.5. Normalização

- A prevenção dos riscos profissionais é desenvolvida segundo a legislação aplicável em vigor, princípios, normas e programas adequados.
- As normas e especificações técnicas na área da segurança, higiene e saúde do trabalho, relativas a metodologias e procedimentos, critérios de amostragem, certificação de equipamentos e outras, são aprovadas no âmbito do Sistema de Gestão Integrado de Qualidade, Ambiente e Segurança.
- As normas e demais especificações técnicas constituem referência indispensável à adopção de procedimentos e medidas exigidos em legislação aplicável no domínio da segurança, protecção da saúde dos trabalhadores e do meio de trabalho.

## **9. Análise Económica**

## 9. Análise Económica

A estimativa de custos é um assunto especializado e constitui por si só uma profissão. A realização de estudo económico de um projeto tem como principal intuito, a verificação das várias possibilidades de viabilidade económica do projeto em questão. Porém, o engenheiro do projeto deve ser capaz de fazer estimativas de custos, rápidas e com algumas imprecisões, a fim de decidir entre projetos alternativos para obtenção de lucro. Assim este capítulo direciona-se para o estudo das várias parcelas que formam o custo de capital de uma instalação e as parcelas componentes do custo de funcionamento.

A exatidão das estimativas dos custos de investimento e de produção vai depender da atualização dos preços dos equipamentos e utilidades, podendo ser classificadas em três tipos, de acordo com a exatidão da finalidade:

Estimativas preliminares – com exatidão de  $\pm 30\%$  e usam-se em estudos iniciais de viabilidade económica e para fazer escolhas grosseiras entre projetos alternativos;

Estimativas de autorização – com exatidão de  $\pm 10$  a  $15\%$ , sendo utilizadas para autorização de fundos para prosseguir com o projeto até ao ponto em que seja possível realizar uma estimativa exata e mais pormenorizada;

Estimativas pormenorizadas – com exatidão de  $\pm 5$  a  $10\%$  e são utilizadas para controlo do custo do projeto e em estimativas para contratos com preço fixo. <sup>[26]/[32]/[33]</sup>

### 9.1. Custo de investimento

Para a instalação de arranque de uma unidade fabril é necessário adquirir terrenos, instalações e todos os equipamentos necessários ao seu funcionamento, sendo indispensável um investimento de capital.

Pode-se assim dividir o custo de investimento em: capital fixo e capital circulante.

Sendo:

Investimento total = Capital fixo + Capital circulante

#### 9.1.1. Capital fixo

O capital fixo é o custo total da instalação pronta a arrancar, sendo o custo pago às empresas contratadas.

Este capital inclui os custos seguidamente enumerados:

- Projeto, e outra supervisão da engenharia e construção;
- Todas as peças de equipamentos e a sua instalação;
- Toda a tubagem, instrumentação e sistemas de controlo;
- Edifícios e estruturas;
- Facilidades auxiliares, tais como serviços auxiliares, movimentação de terras, trabalho de construção civil.

Este custo não se recupera no fim de vida do projeto, a não ser o valor residual do investimento em capital fixo.

O capital fixo é subdividido em custos diretos e custos indiretos, consoante estão ou não relacionados com a linha de produção. Estão descritos nas tabelas seguintes, os principais custos associados ao capital fixo.

Tabela 19 – Custos diretos do capital fixo

Parcela	Descrição
Equipamento Base	É a parcela mais importante, pois é a base de diversos métodos de estimativa e investimento. Inclui custo de todo o equipamento que é representado no diagrama quantitativo. Podem-se considerar também os custos de transporte até ao local de montagem, e seguro.
Montagem do equipamento base	Inclui as fundações, estruturas de suporte, plataformas, a própria montagem de equipamentos (mão-de-obra e equipamento necessários à colocação das peças no local). Inclui ainda, materiais de isolamento e respectiva montagem.
Instrumentação e controlo	Inclui o custo dos instrumentos, do equipamento e material auxiliar e da sua montagem
Conduitas	Inclui tubagens e dispositivos de fixação, acessórios, válvulas e mão-de-obra de montagem
Instalação elétrica	Corresponde aos custos dos motores elétricos, transformadores, aparelhagem elétrica, de comando e de proteção, aparelhagem elétrica de controlo, cabos e montagem
Edifícios	Custos associados aos edifícios, que obrigam o equipamento onde se desenrola o processo, edifícios auxiliares (laboratório, armazém, administração, entre outros), edifícios das oficinas de manutenção e os encargos com sistemas de distribuição de água, aquecimento, condicionamento de ar, iluminação e equipamento de combate aos incêndios.

Tabela 20 – Custos indiretos do capital fixo

Parcela	Descrição
Projeto e Fiscalização	Cobre os encargos relativos ao projeto, desenho, caderno de encargos, estimativas de custos, emissão de consultas, estudo de propostas, encomendas de equipamentos, construção de modelos e de instalações piloto, despesas com consultores, viagens e fiscalização da execução do projeto de montagem no local.
Despesas de Construção	Inclui construções provisórias no local (edifícios administrativos, edifícios para pessoal, armazéns), instalações elétricas provisórias, estradas, tubagens provisórias, equipamento e ferramentas de montagem e construção, administração da empreitada, supervisão do trabalho, impostos, seguros, autorizações e comissão do empreiteiro
Contingências	Esta rubrica contempla eventuais modificações no projeto, alterações de preços e salários, erros de estimativa e acontecimentos imprevisíveis (tempestades, inundações, conflitos sociais, etc.)

### 9.1.2. Capital circulante

O capital circulante representa o investimento adicional, para além do capital fixo, é um investimento necessário para arrancar a instalação fabril e pô-la em funcionamento, assegurando a sua laboração, até ao ponto de se conseguir gerar receitas.

Este capital inclui os custos seguidamente referidos:

- Arranque;
- Cargas iniciais de aditivos e reagentes, e catalisadores;
- Matérias-primas intermediárias no processo;
- Existência de produto acabado;
- Fundos disponíveis para cobrir dívidas dos clientes;
- Fundo de manuseio.

A maior parte do capital circulante é recuperado no fim do projecto.

O capital circulante pode variar desde valores tão baixos como 5% do capital fixo, no caso de um processo simples, até valores tão elevados como 30% no caso de um processo que produza uma gama diversificada de produtos de vários graus para um mercado sofisticado.

## 9.2. Atualização de Custos

O método normalmente utilizado para atualizar valores de custo histórico faz uso de índices de preços, já publicados. Estes índices relacionam custos do presente com custos do passado e baseiam-se em valores de custos de mão-de-obra, materiais e energia.

Considera-se a seguinte expressão:

$$C_A = C_B \times \left(\frac{I_B}{I_A}\right)$$

Sendo:

$C_A$  – Custo do equipamento no ano A;

$C_B$  – Custo do equipamento no ano B;

$I_A$  – índice de custo no ano A;

$I_B$  – índice de custo no ano B;

Todos os índices de custo devem ser usado com cuidado e ponderação. Estes não relatam necessariamente a verdadeira estrutura de custos para uma dada peça de equipamento ou fábrica, nem o efeito da oferta e procura sobre os preços. Quanto maior for o período no qual se faz a correlação, mais fiável é a estimativa.

Os valores dos índices são publicados em revistas, como por exemplo: Chemical Engineering Plant Cost Index, o Engineering News- Record Construction Index e o Nelson Farrar Refinery Cost Index, etc.

### 9.3. Método de estimativa de custo de capital

Este método é utilizado quando se dispõe de dados para calcular o custo de capital, baseando-se no conhecimento do custo de projetos anteriores que usem o mesmo processo de fabrico, pode usar-se antes de realizar os diagramas de fabrico para obter uma estimativa rápida de investimento que deverá ser necessário.

O custo de capital de um projeto está relacionado com a capacidade da instalação, e é dado pela equação:

$$C_2 = C_1 \times \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^n$$

Sendo:

$C_2$  – Custo de capital do projeto com capacidade  $S_2$ ;

$C_1$  – Custo de capital do projeto com capacidade  $S_1$ ;

Normalmente usa-se como valor do expoente  $n$  0,6 (regra dos seis décimos). Pode usar-se este valor para obter uma estimativa do custo de capital se não se dispuser de dados suficientes para calcular o expoente para o processo em consideração.

### 9.4. Método factorial para estimativa de custos dos principais equipamentos

As estimativas de custo de capital para unidades industriais, no sector da indústria química baseiam-se numa estimativa do custo de compra dos principais equipamentos do processo, sendo os outros custos estimados por meio de factores do custo do equipamento. A exatidão deste tipo de estimativa depende da fase em que se encontra o projeto na altura em que ela foi feita, e da confiança de dados disponíveis quanto aos custos de equipamento.

De seguida faz-se uma breve descrição dos métodos mais utilizados para estimar o **custo de capital fixo**.

#### 9.4.1. Método de Lang

O método factorial de estimativa de custos é muitas vezes atribuído a Lang (1948), o custo de capital fixo do projeto é dado em função do custo total de compra do equipamento pela equação:

$$C_f = f_L \times C_e \quad (\text{Equação 22})$$

Sendo:

$C_f$  – Custo de capital fixo

$C_e$  – Custo total das principais peças de equipamento entregues: tanques de armazenagem, reatores, permutadores de calor, etc.

$f_L$  – O fator de Lang

O fator de Lang varia consoante o tipo de processo e pode tomar os seguintes valores:

$f_L = 3,1$  para fábricas que processem principalmente sólidos;

$f_L = 4,7$  para fábricas que processem principalmente fluidos;

$f_L = 3,6$  para fábricas que processem um misto de fluidos e sólidos.

Os valores devem ser usados como orientação, a melhor forma de deduzir o fator é a partir dos próprios ficheiros de custos de organização.

Pode-se usar a equação acima representada para obter uma rápida estimativa do custo de capital nas primeiras fases de projeto, quando os diagramas de fabrico estiverem traçados e as principais peças de equipamento estiverem dimensionadas.

No processo envolvido em estudo (produção de fermento de padeiro), considera-se que se utilizam fluidos e sólidos, assim o **fator de Lang** considerado é:

$$f_L = 3,6$$

Substituindo na equação 22 tem-se:

$$C_f = 3,6 \times C_e$$

#### 9.4.2. Método estimativas fatoriais pormenorizadas

Para se fazer uma estimativa mais exata estudam-se os fatores de custo que estão reunidos no fator de Lang, um por um. Os constituintes do custo direto na construção de uma fábrica, além do custo de equipamento, são:

- Montagem de equipamento;
- Tubagem;
- Eletricidade;
- Instrumentação local e do quadro de controlo;
- Edifícios e estrutura do processo fabril;
- Edifícios auxiliares, gabinetes, edifícios de laboratórios, oficinas;
- Armazenagens.

Os Custos indiretos dizem respeito a:

- Projeto
- Trabalhos de engenharia
- Imprevistos

A estimativa do capital fixo é realizada recorrendo às seguintes equações:

$$C_f = C_l \times (1 + f_{10} + f_{11} + f_{12}) \quad (\text{Equação 23})$$

$$C_I = C_E \times (1 + \sum f_i) \quad (\text{Equação 24})$$

Sendo:

$C_F$  – Custo Capital Fixo

$C_1$  – Custo físico da instalação fabril

$f_{10}, f_{11}, f_{12}$  – fatores indiretos

$C_E$  – Custo total das principais peças de equipamento

$f_i$  – fatores diretos ( $i = 1, \dots, 9$ )

Na tabela seguinte, apresentam-se fatores típicos para os componentes do custo do capital. São usados estes fatores para se obter uma estimativa aproximada do custo de capital usando valores de custo de equipamento.

Tabela 21 – Fatores típicos para a estimativa do custo de capital fixo do projeto <sup>[26]</sup>

Constituinte	Tipo de processo
	Fluido-Sólido
<b>Custos Directos</b>	
f1- Montagem do equipamento	0,45
f2- tubagem	0,45
f3- Instrumentação	0,15
f4- Eletricidade	0,1
f5- Edifícios, processo	0,1
f6- Serviços auxiliares	0,45
f7- Armazéns	0,2
f8- Preparação do local	0,05
f9- Edifícios auxiliares	0,2
<b>Total</b>	<b>2,15</b>
<b>Custos Indiretos</b>	
f10- Projeto e Engenharia	0,25
f11- Pagamento ao empreiteiro	0,05
f12-Contingência	0,1
<b>Total</b>	<b>0,4</b>

Substituindo estes valores nas expressões 23 e 24, obtêm-se:

$$C_I = (1 + 2,15) \times C_E = 3,15 \times C_E$$

$$C_F = (1 + 0,4) \times C_I = 1,4 \times C_I$$

Verifica-se que, utilizando qualquer um dos métodos, tem que necessariamente se proceder à estimativa do custo do equipamento base,  $C_E$ .

Considerações relativas ao método de análise em estudo – estimativas fatoriais pormenorizadas:

- Capital circulante é 15% do capital fixo;
- A manutenção representa 10% do capital fixo;
- Os encargos de capital representam 15% do capital fixo;
- Os seguros representam 1% do capital fixo;
- Os impostos representam 2% do capital fixo.

### 9.5. Estimativa dos custos de aquisição de equipamento

Deve-se referir que as estimativas dos custos dos equipamentos poderão sofrer ajustes, uma vez que as dimensões calculadas podem não corresponder aos tamanhos “standard” dos fabricantes de equipamento. Considera-se como equipamento principal da instalação fabril, o indicado na Tabela 22.

Tabela 22 – Equipamento principal da instalação fabril

Designação da Unidade	Peça de Equipamento	Nº unidades
F1	Fermentador	1
F2	Fermentador	1
F3	Fermentador	2
TM	Tanque de Armazenagem de Melaço de Beterraba	1
TAS	Tanque de Armazenagem de Ácido Sulfúrico	1
TAF	Tanque de Armazenagem de Ácido Fosfórico	1
TA	Tanque de Armazenagem de Amónia	1
TMM	Depósito de Mistura de Melaço	1
TI	Depósito Intermédio do Processo	2
TL	Depósito de Levedura	3
CL	Centrifuga de separação de Levedura	1
FR	Filtro Rotativo	1
FB	Filtro do melaço de Beterraba	1
Pc	Permutadores de Placas	3
EXT	Extrusora	1

## 9.6. Atualização dos Valores dos Custos

Na estimativa dos custos dos diversos equipamentos, utilizam-se valores recolhidos na bibliografia que por serem referentes a anos anteriores, têm de ser atualizados. Recorre-se para o efeito ao índice económico “Chemical Engineering Plant Cost Index” (CE Index), que permite calcular o fator de atualização dos preços,  $f$ , através da expressão:

$$f = \frac{I_{12}}{I_{ano\ de\ referência}}$$

Considera-se  $I_{12}$  igual a 585,7.

Como os custos dos equipamentos são normalmente indicados em USD, considera-se na realização dos cálculos o seguinte câmbio:

$$1\text{€} = 1,30\ \text{USD}$$

## 9.7. Custos de funcionamento

O custo total de produção é dado pelo somatório do custo de fabrico com as despesas gerais da instalação.

Os custos de fabrico englobam todo o tipo de custos que, direta ou indiretamente, estão relacionados com o processo de produção, tendo-se custos fixos e variáveis.

É necessário fazer uma estimativa dos custos de funcionamento, do custo de produção do produto, para julgar a viabilidade de um projeto e para efetuar escolhas entre possíveis alternativas de produção, podendo este custo dividir-se em dois grupos: custos variáveis e custos fixos.

### 9.7.1. Custos Variáveis

Os custos variáveis de funcionamento são custos que dependem da quantidade de produto fabricado, englobando as matérias-primas.

### 9.7.2. Custos Fixos

Os custos fixos de funcionamento são custos que variam com o ritmo de produção, sendo englobados nestes, os seguintes custos:

- Custos de Manutenção – Incluem o custo de mão-de-obra e os custos envolvidos com o material necessário para o funcionamento da unidade fabril. O custo anual de manutenção corresponde tipicamente a uma % entre 5 a 10% do capital fixo.
- Mão-de-obra de laboração – Trata-se da mão-de-obra necessária para fazer com que a unidade fabril funcione. Estes custos são calculados a partir de uma estimativa do número de pessoas necessárias para cada turno.
- Supervisão – Abrange a supervisão direta da laboração, o custo de supervisão, corresponde a 20% da mão-de-obra da laboração.
- Laboratório – O custo das análises laboratoriais para controlo do processo e da qualidade, é uma componente significativa das fábricas da Indústria. O custo de laboratório corresponde a cerca de 20% a 30% do custo-de-mão de obra de laboração.
- Encargos gerais da fábrica – Incluem os encargos gerais associados à laboração da fábrica, tais como a direção geral, segurança da fábrica, assistência médica, cantina, pessoal administrativo. O custo geral dos encargos situa-se entre 50 a 100% dos custos de mão-de-obra, dependendo do tamanho da fábrica e do facto de esta estar num novo local ou ser uma ampliação dum local existente.
- Encargos de capital – Consideramos 20 anos a vida útil de uma unidade do sector da indústria química, o que conduz a uma taxa de depreciação de 10% ao ano. Em vez de se considerar o custo da capital como depreciação ou qualquer um dos outros conceitos contabilísticos, é mais simples considerar o custo como encargo de capital simples, não especificado, sobre o custo de laboração. Este encargo será tipicamente 10 a 20% do capital fixo.
- Seguros – O custo do seguro local e da fábrica, possui um prémio anual cujo valor é de cerca de 1 a 2% do capital fixo.
- Impostos – O custo referente aos impostos, será tipicamente 2% do capital fixo.

## 9.8. Cálculo do custo de investimento

### 9.8.1. Determinação do capital fixo

- Pelo método de Lang

#### **Custo dos fermentadores**

Foi admitido um valor de 1000000 USD para um fermentador com capacidade de cerca de 100 m<sup>3</sup> construído em aço inoxidável. [38]

Para este tipo de equipamento específico, é recomendado utilizar um expoente de 0,7, em extrapolações de fermentadores de maior capacidade, desta forma estima-se o custo do fermentador F3:

$$CV_3 = CV_R \times \left(\frac{V_3}{V_R}\right)^{0,7} = 1000000 \times \frac{239,53}{100} = 1843112,9 \text{ USD} = 1417779,2\text{€}$$

Sendo:

CV<sub>3</sub> – Custo de um fermentador F<sub>3</sub>

CV<sub>r</sub> – Custo de um fermentador de referência

V – Volume do fermentador

V<sub>R</sub> - Volume do fermentador de referência (100 m<sup>3</sup>)

O valor resultante deve ser atualizado através da expressão [51]:

$$C_{12} = C_{85} \times \left(\frac{I_{12}}{I_{85}}\right) = 1417779,2 \times \left(\frac{585,7}{325,3}\right) = 2552699,9\text{€}$$

O custo total relativo aos três fermentadores F<sub>3</sub> é de:

$$2 \times 2552699,9 = 5105399,63\text{€}$$

Calculando do mesmo modo para  $F_1$  e  $F_2$  obtêm-se os seguintes valores:

Tabela 23 – Custos dos fermentadores

Fermentador	V (m <sup>3</sup> )	Custo (€)
$F_1$	7,485	225622,33
$F_2$	59,882	967286,70
$F_3$	239,3	5105399,63
<b>Total</b>		<b>6298308,66</b>

Para obter um custo global dos fermentadores, é necessário adicionar o custo dos sistemas difusores de ar, o qual se admite, acrescer 5% ao custo dos fermentadores. Assim:

$$\text{Custo total dos fermentadores} = 6298308,66 \times 1,05 = 6613224,093\text{€}$$

### Custo dos Tanques de Armazenamento

Uma vez que o processo de cálculo é em tudo idêntico para todos os tanques, apresenta-se como exemplo, o procedimento seguido para o tanque de ácido fosfórico:

Admite-se que para um volume de 208 m<sup>3</sup>, tem-se um custo de  $1,1 \times 10^4$  USD.

Uma vez que o material é o aço inoxidável e que a pressão de serviço é 1 atm, o fator corretivo, FBM, toma o valor de 4,5 ( para os tanques de melaço, cujo o material de construção é o aço ao carbono o valor considerado é 1,9).

O custo do tanque é assim igual a  $1,1 \times 10^4 \times 4,5 = 49500$  USD = 38076,92€

Atualizando este valor para o corrente ano, tem-se um custo de:

$$C_{12} = C_{82} \times \left( \frac{I_{12}}{I_{82}} \right) = 38076,92 \times \left( \frac{585,7}{315} \right) = 70798\text{€}$$

Obtiveram-se assim, para todos os tanques, os seguintes resultados:

Tabela 24 – Custos dos tanques

Tanque	V (m <sup>3</sup> )	FBM	Custo (€)
Melaço de Beterraba	2970	1,9	426835,68
Ácido Sulfúrico	814	4,5	277065,25
Ácido Fosfórico	3501	4,5	1191652,88
Amónia	649	4,5	220903,38
<b>Total</b>			<b>2116457,19</b>

### Custo dos Depósitos Intermédios

Para estimar os custos dos depósitos intermédios do processo, construídos em aço inoxidável (exceto o tanque estabilizador de melaço de beterraba, que é constituído em aço ao carbono) e cuja pressão de serviço é 1 atm, admite-se que um tanque com volume 120m<sup>3</sup> em aço inoxidável tem um custo de 360430,77€.

Por extrapolação admitimos que os restantes depósitos apresentam um custo idêntico ao apresentado na tabela:

Tabela 25 – Custos dos depósitos intermédios

Depósito	V (m <sup>3</sup> )	Custo (€)
Melaço	61,32	184180,12
Intermédio	52,70	158289,18
Crema de levedura	115,83	347905,80
<b>Total</b>		<b>690375,1</b>

### Custo da Centrifuga

Como o valor do caudal tratado pela centrífuga (252 m<sup>3</sup>/h) é superior ao máximo indicado na bibliografia <sup>[38]</sup>, para extrapolar o custo de 153846,15€, correspondente a uma centrífuga que trata um caudal de 60m<sup>3</sup>/h, obtendo-se:

$$C_{252} = 153846,15 \times \left(\frac{252}{60}\right)^{0,6} = 363945,38 \text{ €}$$

Multiplicando o valor obtido pelo fator de correção (igual a 1,6) <sup>[38]</sup> referente a custos de instalação obtém-se:

$$C = 1,6 \times 363945,38 = 582312,60 \text{ €}$$

Atualizando o valor temos:

$$C_{12} = C_{85} \times \left(\frac{I_{12}}{I_{85}}\right) = 582312,60 \times \left(\frac{585,7}{325,3}\right) = 1048449 \text{ €}$$

### Custo dos Filtros

Os filtros são constituídos por um só cilindro, operam continuamente e sob vácuo, são constituídos em aço inoxidável (fator corretivo, FBM=3,6), sabendo que  $C_{82}=1,1 \times 10^5 \times 3,6 = 3,96 \times 10^5 \text{ USD} = 198000 \text{ €}$  <sup>[38]</sup>, correspondente a uma área de cerca 15 m<sup>2</sup>.

$$C_{12} = C_{82} \times \left(\frac{I_{12}}{I_{82}}\right) = 198000 \times \left(\frac{585,7}{315}\right) = 368154,29 \text{ €}$$

Para o filtro do Melaço de beterraba, sabe-se que o valor é de  $6 \times 10^4 \text{ USD}$  para um filtro de folhas que é o mais semelhante ao filtro de Kelly, construído em aço inoxidável (fator de correção, FBM = 2,8) <sup>[38]</sup>. Após atualização obtém-se o valor que consta na tabela seguinte:

Tabela 26 – Custos dos filtros

Filtro	Área de filtração (m <sup>2</sup> )	Custo (€)
Fermento (rotativo)	70,97×2	1741860,66×2
Melaço de Beterraba	130	2082488,89
<b>Total</b>		<b>5566210,21</b>

### Custo dos Permutadores de calor

Para calcular o custo dos permutadores de placas tem-se de extrapolar o valor com base numa área de transferência de 1000 m<sup>2</sup> sendo o seu custo de cerca de 1,1×10<sup>5</sup>USD, obtendo-se assim:

$$C_{4340} = 1,1 \times 10^5 \times \left(\frac{4340}{1000}\right)^{0,6} = 265391,20\text{€}$$

Aplicando um fator corretivo de 4,5, obtém-se um custo de:

$$C_{4340} = 4,5 \times 265391,20 = 1194260,4\text{€}$$

Atualizando o valor para o corrente ano, tem-se um custo de:

$$C_{12} = C_{82} \times \left(\frac{I_{12}}{I_{82}}\right) = 1194260,4 \times \left(\frac{585,7}{315}\right) = 2220566,08\text{€}$$

Para os restantes permutadores do mesmo tipo o processo de cálculo é o mesmo, pelo que apenas se indicam os resultados obtidos na tabela seguinte:

Tabela 27 – Custos dos permutadores

Permutador de Placas	Área de transferência (m <sup>2</sup> )	Custo (€)
F <sub>3</sub>	4340	2220566,08
F <sub>2</sub>	1359	110682,91
F <sub>1</sub>	211,5	362373,26
Esterilizador	21,96	93099,94
Pré- Aquecedor	10,56	60002,37
<b>Total</b>		<b>2846714,56</b>

### Custo da Extrusora

Admitindo que a extrusora tem um consumo energético médio de aproximadamente 100kW e é construída em aço inoxidável obtém-se um custo de 178785€.

Tabela 28 – Sumário dos custos dos principais tipos de equipamentos

Tipo de Equipamento	Nº unidades	Custo
Fermentador	1+1+2	6298308,66
Tanque de Armazenagem	1+1+1+1	2116457,19
Depósito Intermédio do	1+2+3	690375,1
Centrifuga	1	1048449
Filtro	2	5566210,21
Permutadores de Placas	5	2846714,56
Extrusora	1	178785
<b>Total</b>		<b>18745299,72</b>

A este valor total aplica-se um fator de 10% com o objetivo de cobrir os custos do material não especificado.

Obtém-se assim uma estimativa do custo total do equipamento principal:

$$C_E = 1,1 \times 18745299,72 = 20619829,69\text{€}$$

Substituindo este valor nas expressões dos dois métodos utilizados para estimar o valor do custo do capital fixo:

### **Método de Lang**

$$C_f = 3,6 \times C_e = 3,6 \times 20619829,69\text{€} = 74231386,88 \text{€}$$

#### 9.8.2. Método estimativas fatoriais pormenorizadas

$$C_I = (1 + 2,15) \times C_E = 3,15 \times C_E = 3,15 \times 20619829,69 = 64952463,53\text{€}$$

$$C_F = (1 + 0,4) \times C_I = 1,4 \times C_I = 1,4 \times 64952463,53 = 90933448,94\text{€}$$

Como o método de Lang é menos rigoroso e a sua estimativa é mais conservadora, considera-se apenas o resultado obtido pelo método estimativas fatoriais pormenorizadas.

#### 9.8.3. Capital circulante

Tal como referido anteriormente capital circulante é o investimento adicional necessário para iniciar a produção até ao início do recebimento de receitas.

A maior parte do capital circulante é recuperado no fim do projecto.

Obta-se neste projeto por considerar um valor de 10%, para o capital circulante.

$$C_C = 1,1 \times C_F = 1,1 \times 90933448,94 = 100026793,8\text{€}$$

## Investimento Total

O valor do investimento total, que é necessário realizar inicialmente para instalar a unidade fabril e para iniciar a sua produção, é obtido pela adição dos valores dos capitais fixo e circulante.

$$\text{Investimento} = C_f + C_c = 90933448,94 + 100026793,8 = 190960242,8\text{€}$$

### 9.8.4. Cálculo dos Custos Diretos de Produção

A partir dos consumos anuais de matérias primas, e tendo em atenção o preço por ton, obtêm-se os seguintes resultados:

Tabela 29 – Custos material-prima

Matéria-prima	Consumo anual (t)	Custo (€/ton)	Custo Anual (€)
Melaço de Beterraba	64 784	175	11337200
Amónia a 25%	7072	215	1520480
Ácido Fosfórico 85%	16537	231	3820047
Ácido Sulfúrico 98%	77108	585	45108180
<b>Total</b>			<b>61785907</b>

Deve adicionar-se uma parcela de 10% relativa ao custo de estirpes puras e aos consumos de menor importância, tais como anti espumas, vitaminas, sais minerais entre outros aditivos.

$$\text{Custo total das materias primas} = 1,1 \times 61785907 = 67964497,7\text{€}$$

## Utilidades

Consideram-se como mais importantes, em termos de consumo, as seguintes utilidades:

- Água do processo (bacteriologicamente pura)
- Água de arrefecimento
- Vapor 8 bar
- Vapor 2 bar
- Energia elétrica

Tabela 30 – Custos Utilidades

Utilidades	Consumo anual	Custo	Custo Anual (€)
Água do Processo	201547 m <sup>3</sup>	19,95(€/m <sup>3</sup> )	4,0×10 <sup>6</sup>
Água de Arrefecimento	12,32×10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup>	1,3587(€/m <sup>3</sup> )	16,7×10 <sup>6</sup>
Vapor a 8 bar	127821ton	996(€/ton)	127,3×10 <sup>6</sup>
Energia elétrica	3,5×10 <sup>6</sup> kW	0,13(€/kW)	455000
<b>Total</b>			<b>148,5×10<sup>6</sup></b>

Aplica-se a este valor, um fator de 10%, relativo a consumos de menor importância, de outra utilidade.

$$\text{Custo total das Utilidades} = 1,1 \times 148,5 \times 10^6 = 163,3 \times 10^6 \text{€}$$

## Manutenção

Estes incluem as despesas com a mão de obra e com os materiais (incluindo peças sobresselentes do equipamento) associados à manutenção de toda a instalação fabril.

Para estimar o seu valor, é usual considerar-se entre 5-15% do capital fixo.<sup>[26]</sup>

Atendendo a que os principais equipamentos se encontram instalados em edifícios, protegidos das condições climáticas, e que o processo é altamente automatizado, opta-se por considerar um valor de 7%.

$$\text{Custos de Manutenção} = 0,07 \times C_F = 0,07 \times 90933448,94 = 6365341,42\text{€}$$

## Custos Fixos de Produção

### Mão de Obra

Neste item considera-se apenas os custos ligados à mão de obra diretamente ligada ao processo de produção.

Do gráfico abaixo, considerando que a fábrica possui um elevado grau de automatização (caso C), retira-se o valor de 38 trabalhador-hora/(dia)(unidade de processo) para uma produção diária de:

$$\frac{63000 \left( \frac{\text{ton}}{\text{ano}} \right)}{347 \left( \frac{\text{dias de produção}}{\text{ano}} \right)} = 182 \frac{\text{ton}}{\text{dia}}$$

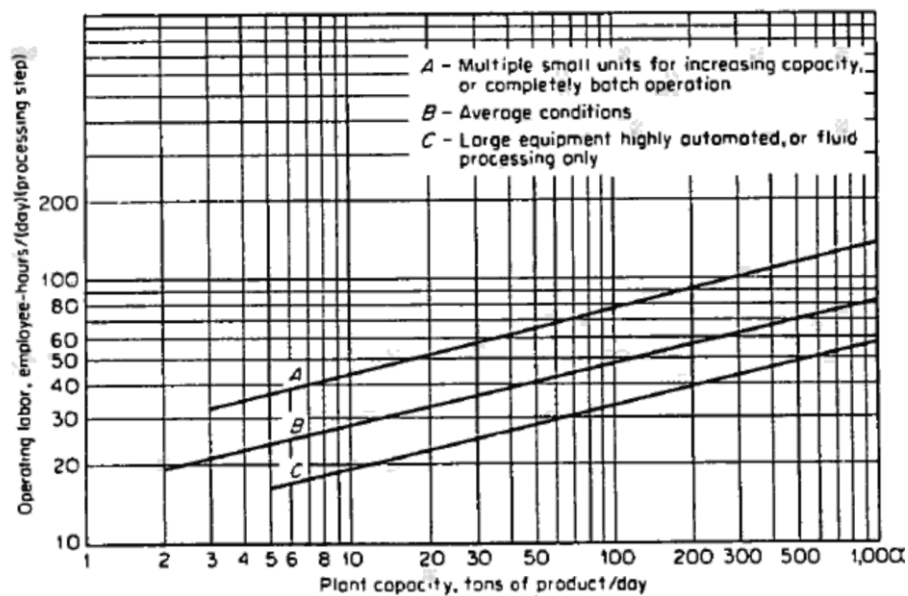


Gráfico 1 – Necessidades em mão-de-obra <sup>[51]</sup>

Considerando que existem 5 unidades de processo:

- Preparação dos melaços
- Fermentações
- Separação
- Secagem
- Utilidades

Obtém o número total de trabalhador-horas necessário por ano, através da expressão:

$$38 \left[ \frac{\text{trabalhador - hora}}{\left( \frac{\text{dias de produção}}{\text{ano}} \right) (\text{unidades de processo})} \right] \times 347 \left( \frac{\text{dias de produção}}{\text{ano}} \right) \\ \times 5 (\text{unidades de processo}) = 65930 \text{ trabalhador - hora}$$

Admitindo ainda que cada operador recebe 30€/dia trabalho e que um dia de trabalho corresponde a 8 horas, temos um custo de:

$$\frac{65930(\text{trabalhador - hora})}{8 \frac{\text{horas}}{\text{dia}}} \times 30 \frac{\text{€}}{\text{dia}} = 247237,5\text{€}$$

Deve ainda, incluir-se uma margem que pode atingir os 50%<sup>[26]</sup> para subsidio de férias, 13º mês, prémios de turno, seguros, contribuições para a segurança social e prémios de produtividade. Considera-se neste projeto 50%:

$$247237,5\text{€} \times 1,5 = 370856,25\text{€}$$

A estes custos há ainda que adicionar os encargos, que se consideram 30%<sup>[51]</sup>, com os restantes colaboradores do departamento de produção, nomeadamente:

- Pessoal não especializado da seção de embalagem e armazenagem
- Chefias

$$370856,25\text{€} \times 1,3 = 482113,13\text{€}$$

$$\textit{Custo total de mão de obra} = 482113,13\text{€}$$

### **Amortizações Técnicas**

O número de anos que é possível imputar aos custos de fabrico o valor da amortização do investimento, é fixado por lei, variando normalmente entre os seguintes valores:<sup>[26]</sup>

- Edifícios, entre 15 e 20 anos
- Equipamentos, entre 5 e 8 anos

De acordo com vantagens contabilísticas, assim se estabelece o período de amortização mais conveniente.

Neste projeto optou-se por considerar que a instalação fabril (edifícios e equipamentos) se deprecia a um ritmo fixo ao longo da sua vida útil prevista (20 anos), ou seja, uma taxa de 5% a aplicar sobre o capital fixo.

Assim tem-se:

$$\begin{aligned} \textit{Amortização anual dos edificios e equipamentos} &= 0,05 \times C_F \\ &= 0,05 \times 90933448,94\text{€} = 4546672,45\text{€} \end{aligned}$$

$$\text{Custo total da amortização} = 4546672,45\text{€}$$

### **Seguros**

Os prémios dos seguros referentes ao local e às instalações representam cerca de 1 a 2% do  $C_F$ .<sup>[51]</sup>

Como o risco associado a esta fábrica não é elevado, considera-se o valor mínimo, é de, 1%.

$$\text{Custo Total de Seguros} = 0,01 \times C_F = 0,01 \times 90933448,94\text{€} = 909334,50\text{€}$$

### **Rendas**

Normalmente, as despesas com rendas e taxas municipais variam entre 1 e 2% de  $C_F$ .

Considera-se o valor médio, 1,5%.

$$\text{Custo total de rendas} = 0,015 \times C_F = 0,015 \times 90933448,94\text{€} = 1364001,73\text{€}$$

## **Custos Indiretos de Produção**

### **Laboratórios**

O custo anual das análises laboratoriais necessárias ao controlo do processo e ao controlo de qualidade é uma componente importante nos custos totais.

Normalmente, admite-se que representam entre 20 a 30% do custo total da mão e obra diretamente ligada à produção.<sup>[26]</sup>

Uma vez que no presente projeto o laboratório desenvolve uma relevante atividade de apoio ao processo (desde as etapas iniciais da propagação, passando pelas análises requeridas pelo processo até ao controlo de qualidade do produto final), considera-se o valor máximo, 30%:

$$\text{Custo total dos Laboratórios} = 0,3 \times 482113,13\text{€} = 144633,94 \text{ €}$$

### Serviços Indiretos

Neste tipo de custos são englobados os relacionados com serviços administrativos, contabilidade, médicos sociais e segurança.

Considera-se que representam entre 30 a 50 % do custo total da mão de obra ligada à produção. <sup>[51]</sup>

Admite-se neste projeto, um valor médio de 40%.

$$\text{Custo Total dos Serviços Indiretos} = 0,4 \times 482113,13\text{€} = 192845,25\text{€}$$

### Custos de Produção

Os custos de produção resultam do somatório dos custos diretos, custos indiretos e custos fixos.

Os custos diretos são dados por:

$$\begin{aligned} C_{Dir} &= C_{matprimas} + C_{útil} + C_{manut} = 6,2 \times 10^6 + 163,3 \times 10^6 + 6,4 \times 10^6 \\ &= 175,9 \times 10^6\text{€} \end{aligned}$$

Os custos fixos são dados por:

$$\begin{aligned} C_{Fix} &= C_{mobra} + C_{amort} + C_{seg} + C_{rend} \\ &= 482113,13 + 4546672,45 + 909334,50 + 1364001,73 \\ &= 7302121,81\text{€} \end{aligned}$$

Os custos indiretos são dados por:

$$C_{Ind} = C_{lab} + C_{servind} = 144633,94 + 192845,25 = 337479,19\text{€}$$

$$\begin{aligned} \text{Custos de Produção} &= C_{Dir} + C_{Fix} + C_{Ind} = 175,9 \times 10^6 + 7302121,81 + 337479,19 \\ &= 183539601\text{€} \end{aligned}$$

## Volume de Vendas

Admitindo que todo o produto é vendido e assumindo que o preço por tonelada de fermento fresco é 2500€, obtém-se um volume de vendas anual de:

$$60000 \frac{\text{ton}}{\text{ano}} \times \frac{2500\text{€}}{\text{ton}} = 150.000000 \frac{\text{€}}{\text{ano}}$$

## Avaliação Económica

A decisão de um investimento tem como condição básica a análise de viabilidade económica. Para este projeto o estudo é feito com base em três indicadores:

- Valor Atualizado Líquido (VAL)
- Taxa Interna de Rentabilidade (TIR)

### 9.8.5. Valor Actualizado Líquido (VAL)

O valor atualizado líquido é obtido pelo cálculo do somatório dos movimentos de caixa – cash-flows atualizados à taxa escolhida e deduzidos durante a vida útil do projeto.

O projeto será viável enquanto o VAL for positivo, garantindo uma recuperação total do capital investido e permitindo criar excedentes monetários. Se o valor final for nulo, o projeto permite recuperar o capital investido sem permitir a criação de um excedente monetário.

Na realização destes estudos admite-se que o tempo de vida da unidade fabril é 20 anos, no fim do qual o equipamento é vendido como sucata, considerando-se o seu valor como 10% do capital fixo; o número de anos que se admite é razoável, se atendermos ao fato de os equipamentos, para além de serem construídos em material bastante resistente, estarem instalados em edifícios, o que prolonga a sua duração.

$$\text{Valor de sucata} = 0,1 \times C_F = 0,1 \times 90933448,94\text{€} = 9093344,894\text{€}$$

Este valor conta como receita no cálculo do “cash-flow” no ano 21, último de atividade.

- O investimento inicial, I, é realizado durante os dois primeiros anos da seguinte forma:

Ano zero :

$$I = \frac{1}{2} \times C_F = \frac{1}{2} \times 90933448,94 = 45466724,47\text{€}$$

Ano 1:

$$I = \frac{1}{2} \times C_F + C_C = \frac{1}{2} \times 90933448,94 + 100026793,8 = 45466724,47\text{€} + 100026793,8 = 145493518,3\text{€}$$

- A produção inicia-se no 2º ano a 50%, atingindo a capacidade plena no ano 3.
- O custo intrínseco ao arranque da produção já é tido em consideração no valor da estimativa do capital circulante.
- O volume das vendas mantém-se constante, entre o ano 3 e o ano 21, não havendo por isso, formação de stocks de produto.
- A taxa de imposto sobre os lucros é de 25%, sendo pago no ano seguinte àquele em que o lucro foi obtido
- A taxa de atualização considera-se aproximadamente igual à taxa de juro ativa, praticada pela banca em empréstimos, que se admite ser igual a 20%
- Como simplificação, admite-se que as condições do presente não vão diferir das do futuro.
- Para realizar o investimento recorre-se, para além dos capitais próprios, a capitais alheios, através de empréstimo bancário, nas proporções mínimas normalmente exigidas pelos emprestadores:
- O Investimento total considera-se 30% de Capitais Próprios e 70% de Empréstimos.
- A taxa de juro do empréstimo é igual à taxa de juro da atualização, ou seja 20%.

- Supõe-se que a inflação afeta de igual modo todos os valores

### **Cálculos dos “Cash-Flow”**

Tendo por base anteriores pressupostos, elabora-se a tabela onde se apresentam os cálculos do “Cash-Flow” em cada ano:

Unidade	Ano	0	1	2	3	4	5	6
	Relação							
Investimento	CF+CC	4,55E+07	1,45E+08	0	0	0	0	0
Despesas	Custos de fabrico-Amortizações	0	0	8,95E+07	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08
Receitas	Volume de Vendas	0	0	7,50E+07	1,50E+08	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08
Cash-Flow ilíquido	Receitas-Despesas	-4,55E+07	-1,45E+08	1,45E+07	-2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07
Amortizações técnicas		0	0	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06
Total sujeito a imposto	Cash-Flow líquido-Amortizações	-4,55E+07	-1,45E+08	1,90E+07	-3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07

Unidade	Ano	7	8	9	10	11	12	13	14
	Relação								
Investimento	CF+CC	0	0	0	0	0	0	0	0
Despesas	Custos de fabrico-Amortizações	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08
Receitas	Volume de Vendas	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08
Cash-Flow ilíquido	Receitas-Despesas	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07
Amortizações técnicas		4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06
Total sujeito a imposto	Cash-Flow líquido-Amortizações	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07

Unidade	Ano	15	16	17	18	20	21	22
	Relação							
Investimento	CF+CC	0	0	0	0	0	0	0
Despesas	Custos de fabrico-Amortizações	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	1,79E+08	0
Receitas	Volume de Vendas	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08	1,5E+08	0
		-	-	-	-	-	-	-
Cash-Flow ilíquido	Receitas-Despesas	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	2,90E+07	0
Amortizações técnicas		4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	4,55E+06	0,00E+00
		-	-	-	-	-	-	-
Total sujeito a imposto	Cash-Flow ilíquido-Amortizações	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	3,35E+07	0

No cálculo do VAL devem-se respeitar as seguintes regras:

- Não devem ser consideradas as amortizações técnicas (depreciação) como despesas de exploração, uma vez que não existe, na realidade, entrada ou saída de dinheiro; é apenas um movimento contabilístico. Por outro lado, considera-las, significaria atualizar duas vezes as despesas relativas ao investimento.
- Os movimentos de dinheiro devem ser considerados no ano que realmente ocorrem; por exemplo, no caso do imposto sobre o rendimento, só deve indicar o seu pagamento no ano a seguir aquele em que foi apurado.
- A entrada de empréstimos e a sua amortização não são considerados receitas e despesas de exploração do projeto, respetivamente.

O VAL é dado pela seguinte expressão:

$$VAL = \sum_{j=0}^n \frac{CF_j}{(1+t)^j}$$

Sendo:

i – taxa de atualização

F<sub>j</sub> – cash-flows gerados no ano j (1 ≤ j ≤ n)

I<sub>0</sub> – investimento total

n – vida do projeto, anos

### 9.8.1. Taxa Interna Rentabilidade (TIR)

Calculando o VAL para diversas taxas de juro, é possível determinar a taxa de juro para a qual o valor atual líquido no final do projeto é zero. A taxa de juro especial é chamada “taxa interna de rentabilidade” e é uma medida da taxa máxima que o projeto poderá pagar para conseguir ainda saldar o investimento antes do fim da sua vida.

A TIR fornece o meio útil para comparar a qualidade de desempenho do capital em diferentes projetos, independentemente da quantidade de capital usado ou do ciclo de vida da fábrica, ou das taxas de juro que vigoram em qualquer altura.

#### 9.8.2. Tempo para reembolso

O tempo de reembolso é o tempo necessário, contado a partir do início do projeto, para pagar integralmente o investimento inicial a partir dos ganhos. O tempo para reembolso é um critério útil para julgar projetos que tenham uma vida curta, ou quando apenas se dispõe do capital durante pouco tempo.

Este é usado várias vezes para julgar pequenos projetos de melhoria numa fábrica em funcionamento, normalmente espera-se de tais projetos um tempo de reembolso de 3 a 5 anos.

Como critério de qualidade de desempenho do projeto, o tempo de reembolso não considera a qualidade de desempenho do projeto após o período de reembolso.

### 9.9. Análise da Viabilidade

Neste projecto e tendo em conta os valores que foram assumidos no decorrer do trabalho, conclui-se após a realização da análise económica que se trata de um projecto inviável.

A inviabilidade deste projeto pode estar relacionada com a baixa fiabilidade dos valores por nós assumidos, mas poderá também estar relacionada com o facto de só termos dimensionado esta unidade para a produção de fermento fresco.

Eventualmente, uma hipótese para viabilizar a instalação desta unidade de produção passaria pela produção de fermento seco activo, e diminuição da produção de fermento fresco.

# 10. Bibliografia

## 10. Bibliografia

- [1] Scragg, A.H.; *Biotechnology for Engineers*; Ellis Hordwood Limited, 1988
- [2] Stanbury, P., Whitaker, A.; *Principles of Fermentation Technology*, (2<sup>nd</sup> edition); Pergamon Press; 1984
- [3] Bailey, J., Ollis D.; *Biochemical Engineering Fundamentals*; McGraw-Hill, New York, 1986
- [4] Whitaker, A.; *Process Biochemistry*; vol 15,10; 1980
- [5] Lee, K.; *Feedback Optimization of Fed-batch Baker's Yeast Fermentation*; Purdue University; USA 1990
- [6] Andersen, M.Y. ; *Multivariable identification of control of a continuous yeast fermentation*; Technical University of Denmark, Lyngby; 1990
- [7] Omstead, D.R. ; *Computer control of fermentation processes*; CRC Press; Boca Raton FL, 1990
- [8] Williams, D.; *Problems of measurement and control in biotechnological processes, Chemical Engineering Problems in Biotechnology*, (M.A. Winkler, Ed.); Elsevier Applied Science, London, cap. 4, 167-213; 1990
- [9] Lübbert, A.; *Automation in Biotechnology, Biotechnology a multi-volume comprehensive treatise*, 2<sup>nd</sup> ed.; (H.J. Rehm, G.Reed, A. Pühler, P.Stadler, eds), vol4; Measuring, modeling and control (K.Schügerl, ed. Vol.), VCH, Weinheim, cap.17, 561-602; 1991
- [10] Sonnleitner, B., Locher, G., A. Fiechter; *A. Automatic Bioprocess Control, 1. A General concept*; J. Biotechnology, 19, 1-18, 1991
- [11] Sonnleitner, B., Locher, G., A. Fiechter; *A. Automatic Bioprocess Control, 2. A Implementations and practical experiences*; J. Biotechnology, 19, 127-144, 1993
- [12] Royce, P.N.; *A discussion of recent developments in fermentation monitoring and control from a practical perspective*, CRC Critical reviews in Biotechnology, 13:2, 117-149, 1993

- [13] Trivedi, N.B., Jacobson,G., Tesch,W.; *Baker's Yeast*; CRC Critical Reviews in Biotechnology, 24:1;75-109, 1986
- [14]Bellgardt, K., Yuan,J; *Process Models: optimization of yeast production – a case study. Biotechnology a multi-volume comprehensive treatise*, 2<sup>nd</sup> ed., (H.J. Rehm, G. Reed,A.Pühler, P.Stadler, eds.), vol.4: measuring, modeling and control (K.Schügerl, ed.vol.), VCH, Weinheim, cap.12, 383-406,1991
- [15] Reed,G., Pepler,H.; *Yeast Technology*, The AVI Publishing Company, Inc., Conneticut, 1973
- [16] Skinner,F., Passmore,S., Davenport,R. (Eds.), *Biology and Activity of yeast*, Academic Press, London, 1980
- [17] Reed,G., Nagodawithane,W., *Yeast technology*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1990
- [18] Kristiansen.B. (ed.), *Integrated design of a fermentation plant – the production of baker's yeast*, VCH, Weinheim, 1993
- [19] Posten, C., Munack., A., *Improved Modelling of Plant Cell Suspension Cultures by Optimum Experimental Design.* , Preprints 11th IFAC World Congress on Automatic Control, Tallin, Vol. 11, 268-273, 1990
- [20] Lievense, J.C., *An Investigation of the Aerobic, Glucose-limited Growth and Dynamics of Saccharomyces cerevisiae*, Dissertação de Doutorado, Purdue University, 1984.
- [21] Ferreira, E.C., *Identificação e Controlo Adaptativo de Processos Biotecnológicos*, Dissertação de Doutorado, Universidade do Porto, 1995.
- [22] Chen, S.L.; Chiger, M.; *Production of baker's yeast in comprehensive biotechnology*; Pergamon Press; 1<sup>st</sup> ed.; 3 (429-461) 1985
- [23] Reed,G.; *Production of baker's yeast*, in Prescott & Dunn's industrial microbiology; AVI Publishing Co.; Westport; 4<sup>th</sup> ed. (593-663) 1982

- [25] Burrows, S.; *Baker's yeast*, in the Yeasts; Academic Press; New York; 3 (349-420) 1970
- [26] Coulson, J.M.; Richardson, J.F.; *Tecnologia Química – Uma Introdução ao Projecto em Tecnologia Química - Volume VI*; Fundação Calouste Gulbenkian; Lisboa 1989
- [27] Lynd, L. R.; *Application of material and energy balances to biological systems*, in Chemical Engineering Problems in Biotechnology; Am. Inst. Of Chem. Eng.; 1(33-37)1989
- [28] Coulson, J.M.; Richardson, J.F.; *Tecnologia Química – Volume III*; 3ª Edição; Fundação Calouste Gulbenkian; Lisboa 1979
- [29] Nogueira, Isabel; *Instrumentação e Controlo*; Disciplina de Instrumentação, Manutenção e Controlo; Instituto Politécnico de Tomar; 1999
- [30] Portugal, Paula; *Instrumentação e Controlo*; Disciplina de Instrumentação e Controlo; Instituto Politécnico de Tomar; 2003
- [31] ECN – *European Chemical News*; 4-10Julho 2005; Publicação ICIS
- [32] Barros, Carlos; *Decisão de Investimento e Financiamento de Projectos*, 3ª edição; Edição Sílabo,Lda; Lisboa 1994
- [33] Abecassis, Fernando; *Análise Económica e Financeira de Projectos*, 3ª edição; Fundação Calouste Gulbenkian; Lisboa 1992
- [34] Russel, J.B.; *Química Geral*; Mc Graw-Hill; São Paulo 1999
- [35] Bhavaraju,S.M.; et al.; *The design of gas sparged devices for viscous liquid systems*; AichE Journal; Vol 24, N°3 (454-466), May 1978
- [36] Perry, H. R.; *Perry's Chemical Engineer's Handbook*; Mc Graw-Hill; New York 1984
- [37] Sittig,W.; *The present state of fermentation reactors*; Journal of Chemical Technology and Biotechnology, 32, (47-58) 1982

- [38] Kalk, J.P.; Langlukke, A.F.; *Cost Estimation for Biotechnology Projects, in Manual of Industrial Microbiology and Technology*; American Society for Microbiology, Washington, (363-385) 1986
- [39] Bailey, J. E.; *Biochemical Engineering Fundamentals*; Mc Graw-Hill, New York; 2<sup>nd</sup> edition; September (181-196) 1981
- [40] Crueger, W.; Crueger, A.; *Biotechnology*; John Wiley & sons; New York, 1988
- [41] Sukan, S.S. ; *Mixing performance of air-lift fermenters against working volume and draft tube dimensions*; Bioprocess Engineering; 1; (33-38) 1987
- [42] Rase, H.F.; *Fixed-bed reactor design and diagnostics*; Butterworth Publishers, 1990
- [43] Coulson, J.M.; Richardson, J.F.; *Tecnologia Química*; Volume 1; Fundação Calouste Gulbenkian; 3<sup>a</sup> Ed.; Lisboa 1977
- [44] Hoogerheide, J.C.; *Traditional Fermentation in Modern Dress*, Chemtech; February, 1977
- [45] Atkinson, B.; Mavituma, F.; *Biochemical Engineering an Biotechnology Handbook*; M Stockton Press; New York, 1983
- [46] Belter, P.A.; Cussler, E.L.; Hu, W.S.; *Bioseparations-Downstream Processing for Biotechnology*; John Wiley & sons; New York, 1988
- [47] Schweitzer, P.A.; *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineeres*; Mc Graw-Hill; New York, 1979
- [48] Aiba, S.; Humphrey, A. E. ; Milles, N.F.; *Biochemical Engineering*, 2<sup>nd</sup> Ed.; Academic Press; New York, 1973
- [49] Purchas, D.B.; *Industrial Filtration of Liquids*; Sconard Hill Books; 2nd Ed., London, 1971
- [50] *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, Vol.4, John Wiley & sons; 5<sup>th</sup> Ed., New York, 2007

[51] Ulrich,D.; *A guide to chemical engineering process design and economics*; John Wiley & Sons; New York, 1984

[52] *International Critical Tables*; Volume 5; National Research Council; Mc Graw-Hill; New York 1976

# 11. Anexos

## 11. Anexos

### 11.1. Anexo I

#### **Rendimento da reacção biológica na fase laboratorial**

Nesta fase, a partir de um inóculo de 200g obtêm-se, ao fim de 24h, 190 kg de levedura, tendo sido consumidos 1000 kg de melação<sup>[10PP]</sup>.

Admitindo que a mistura de melação é idêntica à usada na fase industrial, a massa de açúcar do melação de beterraba utilizado nesta fase (MAB) será:

$$MAB = MM \times fb \times fab$$

Sendo:

MAB – Massa de açúcar de melação beterraba

MM – Massa de melação

fb – fracção do melação de beterraba

fac –fracção de açúcar no melação de beterraba

$$MAB = 1000 \times 1 \times 0,525 = 525 \text{ kg}$$

Sendo que MAB é igual ao total de açúcar consumido.

Logo, podemos calcular o rendimento:

$$r = \frac{190\text{kg} - 0,2\text{kg}}{525\text{kg}} = 0,36 = 36\%$$

Durante esta fase, forma-se álcool que, é entretanto consumido pelas leveduras quando terminam os açúcares no meio.

## 11.2. Anexo II

Encontram-se compilados na Tabela 31 os volumes de cada estágio.

Tabela 31 - Volumes dos fermentadores nos diversos estágios

Estágio	Volume Útil	Volume Total
	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>
3º estágio	383,246	479,058
2º estágio	47,906	59,882
1º estágio	5,988	7,485
3ª Etapa (lab)	0,749	0,936

### 11.3. Anexo III

#### Necessidade em utilidades

##### Água do Processo

Esta utilidade é estimada através dos consumos de água nas seguintes unidades

- Último estágio de propagação
- Centrifugas de fermento
- Filtros

##### Necessidades de água do processo

Unidade	Consumo Anual (m <sup>3</sup> )
Fermentador	32544
Filtros	47444
Centrifuga	82924
Esterilizador	38636
<b>Total</b>	<b>201547</b>

##### Água de Arrefecimento

A água de arrefecimento é apenas utilizada nos permutadores de placas que arrefecem o meio fermentativo. Esta necessidade é calculada pela seguinte expressão:

$$Q_{Tr} = C_A \times C_p \times (T_S - T_E)$$

$Q_{TR}$  – Calor total a retirar (kJ/partida)

$C_A$  - necessidade de água (kg/partida)

$C_P$  – capacidade calorífica da água (4,18 kJ/kg°C)

$T_E$  – temperatura de entrada da água (20°C)

$T_S$  – temperatura de saída da água (°C)

Estágio	T <sub>s</sub> (°C)	Q <sub>TR</sub> (kJ/partida)	C <sub>A</sub> (kg/partida)
1°	25,27	6659×10 <sup>3</sup>	302289
2°	25,29	53269×10 <sup>3</sup>	2409032
3°	25,24	426151×10 <sup>3</sup>	19456107
<b>Total</b>			<b>22167428</b>

$$\text{Consumo anual} = 22167 \frac{\text{ton}}{\text{partida}} \times 554,8 \text{partidas} = 12298252 \text{ton}$$

Como a massa específica da água a 20° é 998kg/m<sup>3</sup>, <sup>[43]</sup> o volume da água de arrefecimento é:

$$\frac{12298252 \text{ton}}{0,998 \frac{\text{ton}}{\text{m}^3}} = 12,32 \times 10^6 \text{m}^3$$

#### Vapor a 8 bar

Neste processo, usa-se esta necessidade na esterilização do equipamento e dos melaços, com o intuito de se conseguirem grandes diferenças de temperatura, um rápido escoamento e homogeneização (pressão) do vapor.

#### Esterilização

Como primeira aproximação para o consumo de vapor, admite-se que o fermentador se considera esterilizado quando o vapor que condensa é igual a 50% do volume a esterilizar.

O volume a esterilizar, V<sub>E</sub>, é essencialmente o volume dos fermentadores, V<sub>F</sub>, e dos permutadores, V<sub>P</sub>.

$$V_F = 479,1 + 59,9 + 7,5 = 546,5 \text{m}^3$$

O volume dos permutadores a esterilizar é determinado tendo em atenção as dimensões deste equipamento e ao fato do volume por onde transita o meio de cultura ser metade do volume do fermentador, assim assume-se um volume de:

$$V_P = 10m^3$$

Ao volume total a esterilizar, aplica-se um fator de 20% referente às perdas e à esterilização das condutas.

$$V_E = (V_F + V_P) \times 1,20 = (546,5 + 10) \times 1,20 = 667,8m^3$$

Numa “steam table”, para vapor a 8 bar, conhece-se que a massa específica,  $\rho_w$ , é de  $0,23kg/m^3$ .<sup>[43]</sup> Assim, fica-se a conhecer o consumo mássico:

$$Consumo\ mássico = V_E \times \rho_w = 667,8 \times 0,23 = 153,6kg$$

Admite-se que o equipamento está esterilizado quando 50% deste vapor condensa, logo o consumo mássico total, é:

$$Consumo\ mássico\ total = 153,6 \times 1,5 = 230,4kg$$

Este é o consumo por partida logo, o consumo anual obtém-se:

$$Consumo\ anual = 230,4 \times 554,8 = 127821kg$$

### Esterilização dos melaços

A determinação do consumo de vapor nesta operação é efetuada, tendo em conta do calor a fornecer,  $Q_F$ , e o calor de vaporização da água a 8 bar,  $H_{vap}$ , ( $2403kJ/kg$ )<sup>[43]</sup>

$$C_F = consumo\ de\ vapor \times H_{vap}$$

$$Consumo\ de\ vapor = \frac{4381,71 \times 10^3}{2403} = 1823,4kg$$

$$Consumo\ anual = 1823,4 \times 554,8 = 1011641kg/ano$$

### Energia elétrica

Os equipamentos que consomem maior quantidade de energia elétrica são:

-extrusoras

Admite-se que gasta 100 kw

-centrifugas

Admitindo que o consumo de eletricidade (kW) é dado por um valor entre 1000  $Q_v$  e 10000  $Q_v$ <sup>[51]</sup>, em que  $Q_v$  é o caudal volumétrico tratado pela centrifuga, pode-se estimar o seu valor, considerando um valor médio da gama:

$$5500 \times 0,07 = 385 \text{ kW}$$

-filtro rotativo

O consumo de eletricidade é dado por um valor entre  $A^{0,75}$  e  $2 \times A^{0,75}$  em que A é a área de filtração.<sup>[51]</sup>

Estima-se o consumo energético, admitindo o valor médio da gama:

$$1,5 \times 70,97^{0,75} = 36,68 \text{ kW}$$

Adicionando os consumos dos vários equipamentos e considerando que funcionam em continuo 8322h/ano, tem-se o consumo da energia elétrica de:

$$\text{Consumo total de energia eléctrica} = 421,68 \times 8322 = 3,5 \times 10^6 \text{ kWh}$$