

Mestrado Integrado em Engenharia Química

***Optimização de Processos na Indústria
Cervejeira***

Tese de Mestrado

de

Sofia Isabel Monteiro Pinto Hespanhol

Desenvolvida no âmbito da unidade curricular de Dissertação

realizado em

Unicer Bebidas, SA



Orientador na FEUP: Prof. Fernando Martins

Co-Orientador na FEUP: Prof. Adélio Mendes

Orientador na Unicer: Dr. Tiago Brandão



Universidade do Porto

Faculdade de Engenharia

FEUP

Departamento de Engenharia Química

Julho de 2010

Agradecimentos

Quero agradecer aos orientadores, Prof. Fernando Martins e Dr. Tiago Brandão pela orientação, disponibilidade e apoio ao longo do projecto. Agradeço ao Professor Doutor Adélio Mendes pela partilha de conhecimentos.

Agradeço ao Sr. Jorge Silva, pelo apoio na compreensão e esclarecimento de algumas dúvidas durante a realização deste projecto.

Quero agradecer, em especial, à minha família e amigos pelo apoio que sempre demonstraram. De um modo geral, gostaria de agradecer a todos aqueles que de certa forma ajudaram na realização deste projecto.

Resumo

Este projecto foi desenvolvido na empresa Unicer Bebidas, S.A, no Centro de Produção de Cerveja de Leça do Balio, tendo como objectivos a optimização e avaliação económica do processo de utilização de subprodutos e o desenvolvimento de procedimentos de operação normalizados de boas práticas de fabrico na instalação Piloto Unicer.

Efectuou-se o acompanhamento do processo de extracção de proteínas e arabinoxilanas a nível laboratorial e identificaram-se as oportunidades de melhoria do processo de extracção. O processo de extracção foi dimensionado, tendo-se proposto um diagrama processual que possibilita a recuperação do solvente A e a redução do tempo de execução do tratamento alcalino, o que conduz a uma diminuição do custo inerente aos equipamentos e a diminuição do custo de reagentes.

Realizou-se a avaliação económica do processo inicialmente proposto, tendo-se verificado a inviabilidade deste. Contudo, se for possível diminuir o preço do reagente principal em 30 %, solvente A, o processo passa a ser viável economicamente. Foi proposto um processo alternativo que considera a extracção das arabinoxilanas por microfiltração tangencial. A introdução desta unidade origina um processo de extracção de proteínas e arabinoxilanas da dreche economicamente viável.

A elaboração dos procedimentos de operação normalizados foi realizada garantindo assim as boas práticas de trabalho na instalação Piloto Unicer.

Palavras-chave: Dreche, proteínas, arabinoxilanas, microfiltração.

Abstract

This Project was developed in beer production center of the Unicer Bebidas, S.A. localized in Leça of the Balio, the main propose of this project is optimization and economic evaluation of the process in using by-products and the development of standard operating procedures for good manufacturing practices in the Unicer unit pilot.

Was carried out monitoring the extraction process of proteins and arabinoxylans at laboratory level and it was identify the opportunities for improving the extraction process. This process has been designed, having committed itself to a procedure diagram that allows the recovery of the A solvent, reducing the execution time of alkali treatment, leading to a inherent cost decrease in the equipment and the cost decreasing of reagents.

We performed the economic assessment to the proposed process it was found its infeasibility. However, if it will be possible to reduce the price of the main reagent in 30 % of A solvent, it is possible to achieve viability of the process. We proposed a more economical alternative process, which considers the extraction of arabinoxylans by cross flow microfiltration. The introduction of this unit allows the economic viability at the extraction procedure of proteins and arabinoxylans of spent grains.

The development of standard operating procedures was carried out thus ensuring good working practices in the Unicer unit pilot.

Keywords: Spent grains, proteins, arabinoxylans, microfiltration.

Índice

| | | |
|-----|--|----|
| 1 | Introdução..... | 1 |
| 1.1 | Enquadramento e Apresentação do Projecto..... | 1 |
| 1.2 | Contributos do Trabalho..... | 4 |
| 1.3 | Organização da Tese | 5 |
| 2 | Estado da Arte | 7 |
| 2.1 | Valorização da dreche | 7 |
| 2.2 | Procedimentos de Operação Normalizados (SOP)..... | 11 |
| 3 | Descrição Técnica e Discussão dos Resultados | 12 |
| 3.1 | Valorização da dreche | 12 |
| 3.2 | Procedimentos de operação normalizados..... | 31 |
| 4 | Conclusões | 33 |
| 5 | Avaliação do trabalho realizado..... | 35 |
| 5.1 | Objectivos Realizados..... | 35 |
| 5.2 | Outros Trabalhos Realizados..... | 35 |
| 5.3 | Limitações e Trabalho Futuro | 37 |
| 5.4 | Apreciação final | 37 |
| 6 | Referências | 39 |

Índice de Figuras

| | |
|---|-----------|
| <i>Figura 1- Esquema do processo extractivo de arabinoxilanas e proteínas da dreche.</i> | <i>9</i> |
| <i>Figura 2- Esquema do processo extractivo de arabinoxilanas do farelo de trigo (Adaptado de Izydorczyk et al., 2007).....</i> | <i>10</i> |
| <i>Figura 3- Diagrama processual da extracção de proteínas e arabinoxilanas da dreche.....</i> | <i>13</i> |
| <i>Figura 4- Diagrama processual do tratamento alcalino.....</i> | <i>14</i> |
| <i>Figura 5- Diagrama processual de extracção das proteínas e arabinoxilanas.</i> | <i>14</i> |
| <i>Figura 6- Diagrama processual de recuperação do solvente A.....</i> | <i>20</i> |
| <i>Figura 7- Custo de equipamento em função do caudal de alimentação para um sistema de microfiltração (Adaptado de Vickers et al., 2005).</i> | <i>29</i> |

Índice de Tabelas

| | |
|---|-----------|
| <i>Tabela 1- Quantidade de reagentes utilizadas no processo de extracção.</i> | <i>12</i> |
| <i>Tabela 2- Balanço material do reagente alcalino.</i> | <i>14</i> |
| <i>Tabela 3- Balanço material à extracção das proteínas e arabinoxilanas.....</i> | <i>14</i> |
| <i>Tabela 4- Dimensionamento e custos de aquisição dos reactores.....</i> | <i>16</i> |
| <i>Tabela 5- Dimensionamento dos misturadores.....</i> | <i>17</i> |
| <i>Tabela 6- Custos de aquisição dos misturadores.....</i> | <i>17</i> |
| <i>Tabela 7- Dimensionamento e custos dos equipamentos de filtração.....</i> | <i>18</i> |
| <i>Tabela 8- Dimensionamento e custo de aquisição da centrífuga.....</i> | <i>19</i> |
| <i>Tabela 9- Composição mássica dos produtos da destilação.</i> | <i>20</i> |
| <i>Tabela 10- Dimensionamento e custos de aquisição das colunas de destilação.....</i> | <i>22</i> |
| <i>Tabela 11- Dimensionamento e custos de aquisição do reebulidor e condensador.....</i> | <i>23</i> |
| <i>Tabela 12- Custo de instalação dos equipamentos, pelo método factorial.....</i> | <i>24</i> |
| <i>Tabela 13- Custo de indirectos, pelo método factorial.....</i> | <i>24</i> |
| <i>Tabela 14- Custos de produção.</i> | <i>25</i> |
| <i>Tabela 15- Custo de reagentes por tonelada de dreche tratada.</i> | <i>25</i> |
| <i>Tabela 16- Custo anual de utilidades.....</i> | <i>26</i> |
| <i>Tabela 17- Produção anual e receitas anuais de proteínas e arabinoxilanas.....</i> | <i>26</i> |
| <i>Tabela 18 - Análise económica dos 10 anos de activo da empresa.....</i> | <i>27</i> |
| <i>Tabela 19- Análise económica dos 10 anos de activo da empresa, com diminuição do custo de solvente A.</i> | <i>28</i> |
| <i>Tabela 20- Custos de reagentes e serviços auxiliares para os diferentes processos.</i> | <i>30</i> |
| <i>Tabela 21- Análise económica de 10 anos de activo do processo novo.</i> | <i>31</i> |

1 Introdução

1.1 Enquadramento e Apresentação do Projecto

O presente projecto foi realizado nas instalações da empresa Unicer Bebidas, S.A., Centro de Produção de Cerveja de Leça do Balio, no âmbito da unidade curricular Dissertação, do Mestrado Integrado em Engenharia Química, da Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto.

O projecto consistiu na Optimização de Processos na Indústria Cervejeira, tendo por base duas vertentes distintas, optimização e avaliação económica do processo de utilização de subprodutos e o desenvolvimento de procedimentos de operação normalizados de boas práticas de fabrico na instalação Piloto Unicer.

A cerveja é uma bebida moderadamente alcoólica, obtida por acção de leveduras sobre o mosto. O mosto, preparado a partir da cevada maltada e outros cereais, depois de fermentado dará origem à cerveja. Seguidamente apresenta-se uma breve descrição do processo produtivo e as principais matérias-primas envolventes (Kunze et al., 1999).

- **Matérias-primas**

O constituinte principal da cerveja, a **água**, representa cerca de 90 a 95 % da sua composição. A água utilizada no processo produtivo deve ser própria para consumo humano e possuir uma composição adequada de sais minerais.

A germinação controlada da cevada permite obter o **malte**, uma das matérias-primas fundamentais na produção de cerveja. O malte, fonte de enzimas, hidratos de carbono, proteínas e lípidos é o principal contribuinte na cor, corpo e espuma da cerveja.

O **gritz**, obtido a partir da moagem do milho, após este ter sido submetido a um processo de extracção de gorduras, possui elevado teor de amido. Estes grãos crus, assim denominados pelo facto de não terem sofrido processo de maltagem, são responsáveis por atenuar a coloração da cerveja e aumentar o teor de açúcares fermentáveis. Para além do milho podem ser utilizados outros cereais não maltados, tais como o arroz, a cevada e o trigo.

O **lúpulo** (*Humulus lupulus*) é uma planta aromática que confere à cerveja o amargo e o aroma característicos. A sua utilização é feita através de extractos desta planta, obtidos de forma a preservar as suas capacidades.

Por último, o elemento essencial na fermentação alcoólica, a **levedura**, é um microorganismo unicelular classificado como fungo, do género *Saccharomyces*.

Estes microorganismos são responsáveis por fermentar, em condições anaeróbias, os açúcares em álcool e CO₂, originando produtos secundários (álcoois aromáticos e ésteres) responsáveis pelas características finais da cerveja.

- **Processo produtivo**

O processo de produção da cerveja é constituído por diferentes etapas sendo a primeira o **fabrico do mosto**. Esta etapa está subdividida em diferentes fases, recepção das matérias-primas, ensilagem, moagem e pesagem de malte, pesagem do griz, brassagem, filtração, ebulição e decantação.

A recepção das matérias-primas é controlada pelo envio de amostras ao laboratório de controlo de qualidade, antes de serem ensiladas até utilização futura.

A utilização do malte pressupõe a moagem e pesagem deste, de modo a transformar o grão de malte em farinha, permitindo assim uma maior acção das enzimas sobre o amido. Após este passo, o malte encontra-se em condições de ser utilizado no processo. Relativamente ao griz, este já é recepcionado na granulometria especificada, estando em condições de ser utilizado, após pesagem.

O processo de **brassagem** divide-se em duas secções constituídas por duas caldeiras, uma de caldas, na qual se promove a mistura de griz com água e uma de empastagem, na qual se promove a mistura de água e malte. Após a mistura com água e sob condições controladas de tempo, temperatura e pH as enzimas do malte degradam o amido (amilases) e proteínas (proteases) em açúcares fermentescíveis e aminoácidos necessários para o metabolismo da levedura. A mistura resultante da caldeira de caldas é adicionada á caldeira de empastagem na qual será promovido o aquecimento até próximo dos 76 °C dando início à fase de sacarificação.

A fase posterior, **filtração de mosto**, é fundamental para que se obtenha um mosto brilhante livre de sedimentos, uma vez que o grau de eficiência da filtração influi directamente na qualidade da cerveja final. Filtrações deficientes podem trazer problemas na fermentação do mosto e originar a formação de produtos indesejáveis na cerveja.

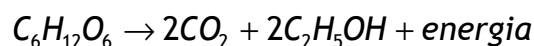
Assim, promove-se a separação do mosto da fase insolúvel, composta pelas cascas do grão de cevada e por alguns lípidos e proteínas, entre outros componentes, designada de **dreche**. A dreche resultante desta separação é actualmente utilizada como componente na ração animal e constitui objecto principal deste projecto.

Após a obtenção do mosto límpido segue-se a etapa de **ebulição do mosto**, na qual o mosto é aditado com extracto de lúpulo e aquecido a temperaturas superiores a 100 °C. O elevado aquecimento, tem como finalidade promover a esterilização do mosto, destruição das enzimas, solubilização e isomerização dos princípios activos do lúpulo, coagulação das proteínas, concentração do mosto e eliminação de substâncias voláteis indesejáveis.

Contudo, a ebulição deverá ser suficientemente vigorosa para garantir que se atinge os objectivos descritos, mas suficientemente suave para evitar excessivas oxidações do mosto.

A fabricação do mosto termina com a etapa de **clarificação do mosto**, promovida por um processo de decantação. Nesta etapa ocorre a separação do precipitado proteico e dos componentes de lúpulo não solubilizados, do mosto quente. O precipitado recolhido desta etapa é novamente introduzido no processo, na fase de sacarificação e denominado de *trouble*.

A fase que se segue, a **fermentação**, requer o arrefecimento do mosto até temperaturas próximas da temperatura inicial da fermentação (temperatura à qual a levedura não é destruída e o seu desenvolvimento é favorecido) e o seu arejamento, satisfazendo as necessidades da levedura em oxigénio (nutriente fundamental para a reconstituição da parede da célula e seu crescimento), antes de inocular a levedura no mosto. Após a inoculação da levedura no mosto, o mosto é enviado para as cubas cilindro-cónicas. Durante esta etapa os açúcares do mosto, por acção da levedura são transformados em etanol, dióxido de carbono e energia (reação exotérmica).



A fermentação ocorre em meio anaeróbio a temperaturas controladas e tem a duração de cerca de 7 dias, terminando com a deposição da levedura no fundo da cuba cilindro-cónica, possibilitando desta forma a sua remoção para posterior reaproveitamento. Durante a fermentação existe a produção de subprodutos que, embora presentes em pequenas quantidades, contribuem para o aroma da cerveja, tais como aldeídos, álcoois superiores e estéres.

A etapa seguinte à da fermentação, designa-se por etapa de **maturação**, que consiste no armazenamento da cerveja a baixas temperaturas, a fim de permitir a libertação dos compostos voláteis indesejáveis, como o diacetilo (responsável pelo sabor amanteigado da cerveja). Terminada esta etapa segue-se a **estabilização a frio**, na qual os complexos de proteínas e polifenóis e levedura precipitam a baixa temperatura, garantindo o equilíbrio coloidal, e evitando assim a sua dissolução.

A **clarificação da cerveja** é a última etapa de produção da cerveja, na qual são eliminados, por filtração, os últimos elementos de turvação ainda em suspensão conferindo limpidez à cerveja. Finalizada a etapa de filtração a cerveja está em condições de seguir para o enchimento, podendo este ser em garrafa, lata ou barril.

Durante todo o processo de produção da cerveja efectua-se o controlo de qualidade nas diferentes etapas do processo, de forma a garantir não só a inexistência de contaminações, mas também o cumprimento dos parâmetros especificados.

1.2 Contributos do Trabalho

Este projecto teve como objectivos principais a optimização e avaliação económica do processo de utilização de subprodutos da indústria cervejeira e o desenvolvimento de procedimentos de operação normalizados de boas práticas de fabrico na instalação Piloto Unicer.

O subproduto principal da produção da cerveja, **dreche**, representa cerca de 85 % dos resíduos totais do processo. A sua riqueza em nutrientes, nomeadamente proteínas, celulose e polissacarídeos não celulósicos (arabinoxilanas), tem despertado interesse em diversos tipos de aplicações biotecnológicas como substrato, na cultura de microorganismos, produtos de valor acrescentado (ácido ferúlico, proteínas e arabinoxilanas) e produção de enzimas ou simplesmente como aditivo. No entanto, apesar dos diversos potenciais de aplicação, a utilização actual é essencialmente na alimentação animal.

Contudo, surgiu a possibilidade de valorização da dreche, extraíndo produtos de valor acrescentado da sua composição, proteínas e polissacarídeos. O interesse da extracção das arabinoxilanas advém do facto destas serem fibras dietéticas presentes numa grande variedade de cereais, podendo constituir uma parcela significativa da ingestão de fibras alimentares humanas e a presença do grupo fenólico na sua estrutura confere propriedade adicional como antioxidante. As proteínas extraídas da dreche são do tipo hordeínas e tem um papel importante na nutrição humana e animal.

Sendo a dreche um fonte barata de proteínas e fibras foi desenvolvido um processo extractivo de arabinoxilanas e proteínas da dreche à escala laboratorial. No entanto, o processo extractivo tem como finalidade a aplicação industrial existindo deste modo a necessidade de efectuar a simulação do processo em condições de aplicação industrial. Porém, a avaliação económico do projecto é fundamental quando se pretende avaliar as possibilidades de lucro de um projecto ou decidir entre potenciais alternativas, e desta forma poder avaliar não só a viabilidade do mesmo como também ter uma perspectiva do investimento de capital necessário.

O desenvolvimento de procedimentos de operação normalizados representa uma mais-valia para o processo de produção na instalação Piloto Unicer, uma vez que garantem o cumprimento dos requisitos regulamentares e práticas de trabalho no decorrer do processo de produção.

1.3 Organização da Tese

Esta tese organiza-se em quatro capítulos. No primeiro, introdução, é feita uma contextualização e motivação do tema a tratar, optimização de sistemas na indústria cervejeira. Definem-se os objectivos a atingir e são apresentados alguns conceitos e terminologias mais relevantes, de forma a contextualizar a importância do trabalho desenvolvido.

No Capítulo 2, estado da arte, é apresentado o estado actual da arte sobre o problema objecto do presente trabalho, optimização e avaliação económica do processo de utilização de subprodutos e o desenvolvimento de procedimentos de operação normalizados de boas práticas de fabrico na instalação Piloto Unicer, referindo os estudos científicos, tecnológicos e conhecimento da empresa.

No Capítulo 3 descreve-se de forma pormenorizada o trabalho desenvolvido no âmbito desta tese para atingir os objectivos propostos. Neste capítulo é apresentado o trabalho de optimização, incluído a simulação a nível industrial e avaliação económica do processo de extracção de proteínas e arabinoxilanas da dreche cervejeira e o trabalho desenvolvido para a elaboração dos procedimentos de operação normalizados.

Por último, no capítulo de conclusão apresentam-se as considerações finais e conclusões a partir das quais se identificaram tópicos de interesse com vista a possível trabalho futuro.

2 Estado da Arte

2.1 Valorização da dreche

O principal subproduto da produção de cerveja, dreche, apresenta elevado valor nutritivo, contudo tem recebido pouca atenção como matéria-prima. De um ponto de vista económico e ecológico, o actual destino da dreche para a ração animal, pode ser considerado uma solução ideal, no entanto, sendo constituída por cerca de 20 % de proteínas e 28 % de polissacarídeos não celulósicos (essencialmente arabinosilanas), a sua utilização poderia estender-se à utilização das fibras alimentares e proteínas na nutrição humana e assim obter uma maior valorização da dreche.

Pelo poder nutritivo elevado e baixo custo, alternativas tem surgido para assegurar uma saída sustentável a nível mundial para a dreche. A ingestão de dreche ou derivados, apresenta benefícios para a saúde, acelera o trânsito intestinal, aumenta a massa fecal total, reduz o colesterol, aumenta a excreção de matéria gorda e ajuda a prevenir o aparecimento de pedras na vesícula biliar (Fastnaught et al., 2001).

A conversão da dreche em farinhas tem sido explorada pela indústria de panificação na confecção de diversos produtos, como pão e bolachas. No entanto, algumas limitações podem surgir quando utilizada para fins alimentares, visto que provocam uma alteração de sabor, cor e textura dos alimentos, quando utilizadas grandes quantidades de farinha de dreche (Öztürk et al., 2002).

A dreche pode também ser usada para a obtenção de energia, quer por combustão directa ou gaseificação. Estudos desenvolvidos por Okamoto et al. (1999) mostraram que a conversão da dreche em gás é uma fonte alternativa de energia, que não produz efeitos ambientalmente adversos.

A natureza fibrosa da dreche originou a sua investigação como matéria-prima na produção de papel (Ishiwaki et al., 2000), tendo sido utilizada na produção de toalhas de papel e cartões.

Do ponto de vista da reutilização na indústria cervejeira, está provado que a utilização de extracto de concentrado de dreche no fermentador é um eficaz agente anti-espuma, sem afectar a qualidade da cerveja (Mussato et al., 2006).

A dreche é uma fonte de produtos com valor acrescentado em processos industriais, tendo sido desenvolvido pela empresa Heineken (Heineken et al, 2010) um processo simples e

flexível, que separa a dreche em duas diferentes categorias de produtos: as proteínas e as fibras. O extracto proteico constituído por proteínas e gorduras e pobre em fibras torna-o adequado à alimentação de animais não ruminantes (por exemplo, suínos e aves). O produto rico em fibras e pobre em proteínas podem ser usado na produção sustentável de energia térmica.

Com o intuito de responder à necessidade de valorização do subproduto principal da indústria cervejeira, foi feita uma análise de caracterização da fracção polipeptídica e polissacarídica de amostras de diferentes lotes de dreche, permitindo desta forma tirar conclusões relativamente à variabilidade da sua composição.

Os estudos efectuados permitiram inferir que a dreche possui cerca de 75 % de humidade, pelo que as análises de caracterização realizadas restringiram-se à massa seca. Verificando-se que a dreche seca é constituída por 4 % de cinzas, 7,5 % de lípidos, 10 % de proteínas e uma percentagem de açúcares superior a 50 %.

De entre os açúcares presentes na dreche, os mais abundantes são a glucose, representando 20 a 30 % e arabinoxilanas com 23 a 35 %.

Perante os resultados obtidos na análise da composição da dreche identificou-se alguma variabilidade na composição de açúcares, não apresentado no entanto percentagens inferiores a 50 %, e nas proteínas, embora, no geral, as proteínas encontradas sejam as mesmas.

As análises realizadas permitiram identificar 62 a 81 % do material presente na dreche, com um rendimento de 56-83 kg de arabinoxilanas e 130-140 kg proteínas por tonelada de dreche.

Face aos resultados obtidos na caracterização da dreche, foi desenvolvido um processo extractivo de arabinoxilanas e proteínas da Dreche cervejeira, constituído por três extracções sequenciais alcalinas tendo em vista a máxima extracção.

A integração dos resultados experimentais, permitiu chegar a um processo sequencial, capaz de extrair 65 % de arabinoxilanas e 96 % de proteínas, com um consumo reduzido e reutilização de reagentes, o que origina a formação de um subproduto (tratamento destilação). Podendo no entanto, por duplicação da quantidade de reagente alcalino utilizado, atingir níveis de extracção superiores, 74 % de arabinoxilanas e 98 % de proteínas. Apesar de existir uma maior extracção dos componentes de interesse, na utilização de quantidades superiores de reagentes, as diferenças não são significativas face aos custos associados. O aumento da temperatura de operação, para o dobro, no decorrer do tratamento alcalino proporciona a diminuição do tempo de tratamento de 24 h para 2 h, sem diminuição dos níveis de extracção.

Devido a problemas de contaminação e de elevado consumo de reagentes, o processo extractivo encontra-se neste momento condicionado a duas extracções sucessivas, de concentração crescente do reagente alcalino, capaz de extrair apenas 24 % de arabinoxilanas e 76 % de proteínas (Figura 1). Devido a redução substancial de extracção de arabinoxilanas é necessário efectuar a simulação deste processo e respectiva optimização, de modo a avaliar a viabilidade do mesmo a nível industrial, objectivo deste trabalho. O estudo de viabilidade de um processo, pressupõem a avaliação económica do processo, tendo como objectivo final a validação do processo e a estimativa do custo de capital necessário.

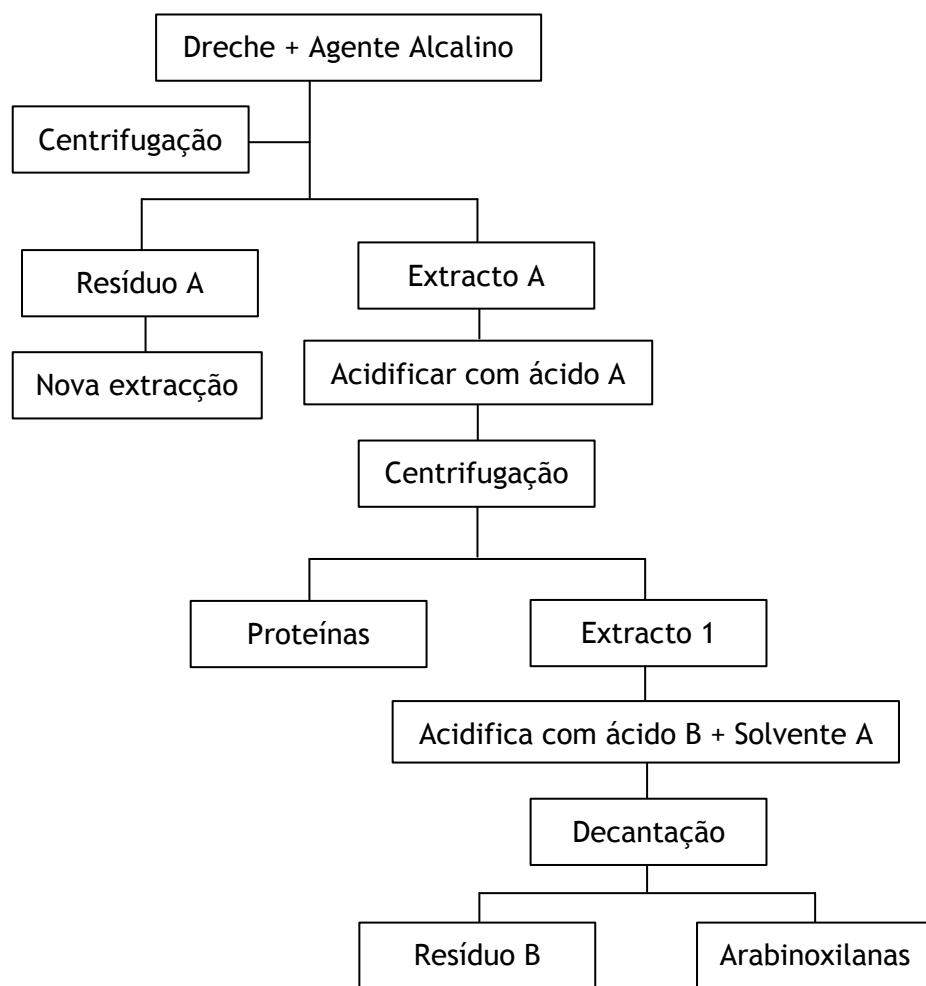


Figura 1- Esquema do processo extractivo de arabinoxilanas e proteínas da dreche.

Vários estudos têm surgido recentemente na extracção das arabinoxilanas de subprodutos. Bataillon et al. (1998) combinam a deslignificação com cloreto de sódio e extracção alcalina para obter preparados de arabinoxilanas de farelo de trigo. Os extractos de arabinoxilanas são purificados por microfiltração e posteriormente secos por atomização (Figura 2) obtendo-se um rendimento e pureza de 13 % e 75 %, respectivamente.

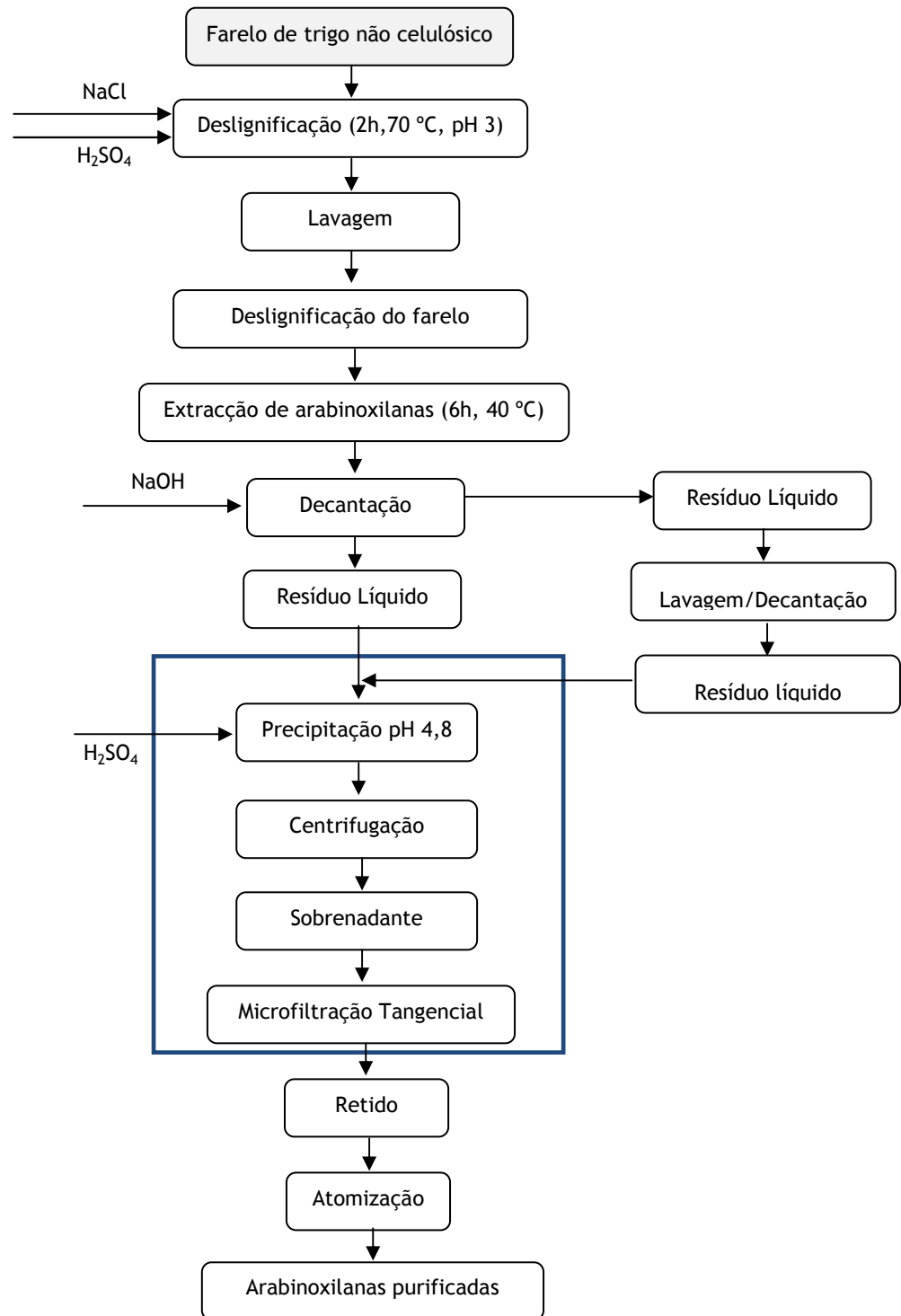


Figura 2- Esquema do processo extractivo de arabinosilanas do farelo de trigo (Adaptado de Izydorczyk et al., 2007).

A análise económica de um processo requer a estimativa do custo de capital necessário e custos de produção podendo estes ser determinados com base no método factorial (Coulson et al., 1989). Este método permite estimar o investimento de capital baseado no custo de

compra das principais peças de equipamento, sendo os outros custos estimados por meio de factores do custo de equipamento.

Para determinar a viabilidade de projecto e efectuar escolhas entre possíveis esquemas de processamento alternativos, é necessário efectuar uma estimativa dos custos de operação e custos de produção do produto. Os custos de produção são subdivididos em custos fixos de operação, que não dependem do nível de produção (manutenção, mão de obra, custo de capital, entre outros), e os custos variáveis de operação, que dependem da quantidade de produto produzido (matérias-primas, serviços auxiliares, entre outros).

Na avaliação de projectos existem diferentes critérios de análise de investimento, no entanto o critério mais difundido para a análise financeira de projectos é o Valor Actualizado Líquido - VAL. O VAL corresponde ao valor calculado pelo somatório das receitas, custo de operação e investimento actualizados, ou descontados, para o momento de arranque do projecto.

$$VAL = \sum_{t=0}^n \frac{CF}{(1+i)^t} - \sum_{k=0}^m \frac{I}{(1+i)^k} \quad (2.1)$$

Na equação anterior, i representa a taxa de rentabilidade, I as despesas de investimento no período k e CF o fluxo de caixa obtido no período t .

Como regra de decisão apenas devem ser aceites projectos que apresentem um VAL superior ou igual a zero, uma vez que representa o valor em unidade monetária, com referência a uma determinada data, resultante do investimento no projecto depois de pagos os custos e encargos, incluindo-se nestes a taxa de rentabilidade exigida.

2.2 Procedimentos de Operação Normalizados (SOP)

As actuais técnicas de higiene usadas em unidades de processamento e manipulação de alimentos devem incluir o desenvolvimento e a implementação de procedimentos operacionais normalizados (SOP- standard operating and procedures). Estes são muito específicos e centram-se em actividades, tarefas ou funções de rotina ou repetidas dentro das instalações ou do sistema de gestão (Lelieveld et al., 2005).

Um SOP é um documento escrito que consiste numa instrução que descreve todas as etapas e actividades de um processo ou procedimento. Estas devem ser realizadas sem qualquer desvio ou alteração de modo a garantir o resultado esperado. O SOP deve ser actualizado regularmente para assegurar o cumprimento dos requisitos regulamentares e práticas de trabalho, pelo que, como objectivo deste projecto, a actualização das SOP da unidade piloto da Unicer é um procedimento importante para as boas práticas de trabalho nas instalações.

3 Descrição Técnica e Discussão dos Resultados

3.1 Valorização da dreche

No seguimento dos objectivos propostos para este trabalho, numa fase inicial do projecto efectuou-se o acompanhamento do processo de extracção das proteínas e arabinoxilanas da dreche cervejeira, a nível laboratorial, com o intuito de realizar o levantamento da situação actual do processo e obter uma melhor percepção das características físicas dos produtos extraídos nas diferentes fases do processo de extracção.

A avaliação do processo de extracção permitiu identificar algumas limitações:

- Elevado custo de reagentes, com um consumo de solvente A de elevada pureza de cerca de 12 m³ por tonelada de dreche tratada (Tabela 1);
- A realização do tratamento alcalino à temperatura ambiente condiciona o tempo de execução do processo, com duração de 24 h.

Os dados presentes na Tabela 1, referentes ao consumo de reagentes por tonelada de dreche tratada, foram obtidos em estudos anteriores, em fase de elaboração do processo extractivo de proteínas e arabinoxilanas.

Tabela 1- Quantidade de reagentes utilizadas no processo de extracção.

| Reagente | Extracção 1 | Extracção 2 |
|------------------------------|-------------|-------------|
| Agente alcalino (kg) | 23,1 | 57,8 |
| Ácido A (kg) | 41,7 | 153 |
| Ácido B (kg) | 7 | 66 |
| Solvente A (m ³) | 5,2 | 5,9 |
| Subproduto | 6,4 | 59,1 |

A identificação das principais limitações do processo de extracção inicialmente proposto permitiu a elaboração do diagrama processual a nível industrial (Figura 3).

O diagrama processual proposto possibilita a recuperação do solvente A, a redução do tempo de execução do tratamento alcalino de 24 h para 2 h, por aumento da temperatura de operação de 20 °C para 40 °C e a diminuição do custo de reagentes.

A combinação das duas correntes após tratamento a diferentes concentrações do agente alcalino, permite diminuir a quantidade de reagentes a utilizar nas fases subsequentes, relativamente à quantidade de reagentes utilizada no caso de serem feitas extracções independentes.

O processo de extracção foi dimensionado com o objectivo de extrair de subprodutos de valor acrescentado, da dreche produzida no centro de produção de Leça de Balio. Dados fornecidos pela Unicer, estimam a produção diária de 120 toneladas de dreche, o que corresponde a uma produção anual de 57 000 toneladas.

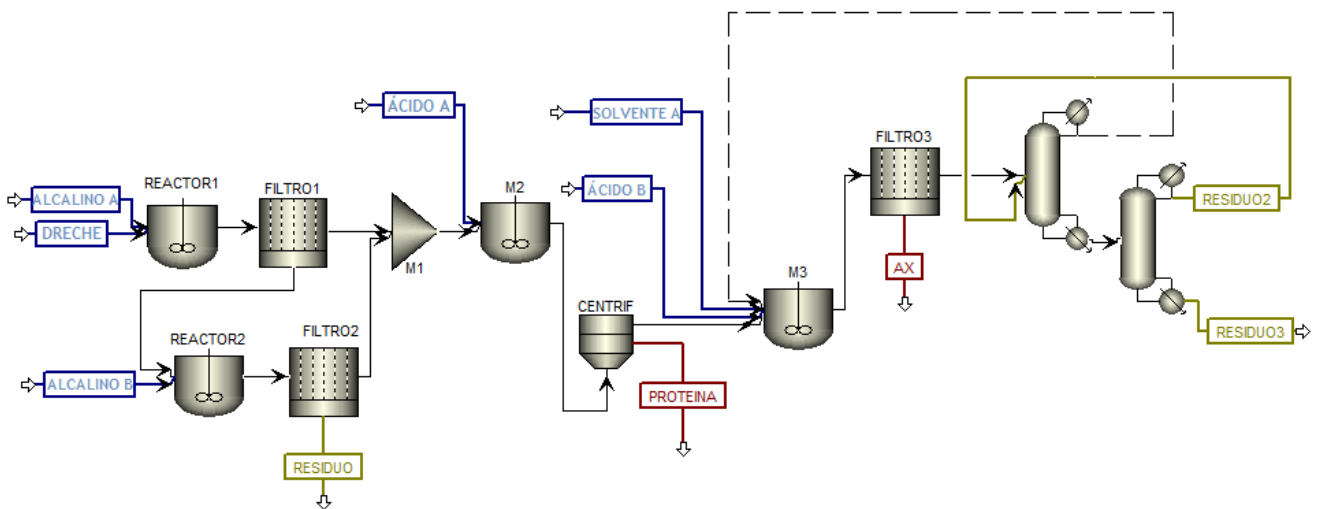


Figura 3- Diagrama processual da extracção de proteínas e arabinosilanas da dreche.

A simulação do processo extractivo de proteínas e arabinosilanas da dreche foi realizado, inicialmente, recorrendo à ferramenta de simulação *Aspen Plus*. No entanto devido à natureza biotecnológica dos diversos constituintes da dreche, não foi possível estimar as propriedades termodinâmicas, uma vez que estas não existem na base de dados do *Aspen Plus*. Assim, como alternativa de simulação, foi realizado o estudo a nível industrial utilizando os resultados obtidos experimentalmente como ponto de partida à simulação do processo de extracção a nível industrial. Tendo-se considerado:

- ✓ Extracção de 76 % das proteínas presentes na dreche;
- ✓ O precipitado proteico além de proteínas contém 7 % do total de arabinosilanas e 3 % de cada solução utilizada;
- ✓ A filtração após o tratamento alcalino apresenta 20 % de retenção;
- ✓ Extracção de 24 % de arabinosilanas;
- ✓ O precipitado de arabinosilanas contém 7 % de cada solução utilizada.

A simulação do processo de extracção foi realizada através do balanço material às correntes (Figuras 4 e 5), para as quais se obteve os valores indicados na Tabelas 2 e 3.

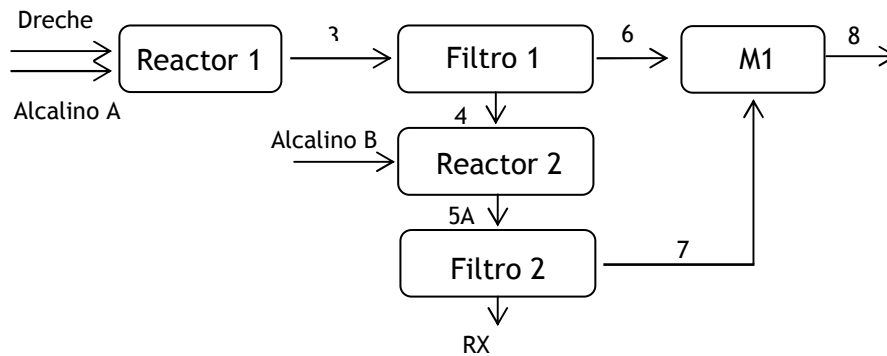


Figura 4- Diagrama processual do tratamento alcalino.

Tabela 2- Balanço material do reagente alcalino.

| Dados/ Corrente | Dreche | Alcalino A | 3 | 4 | Alcalino B | 5A | 6 | 7 | RX | 8 |
|--------------------------------------|--------|------------|------|-----|------------|------|------|-----|-----|------|
| Q (t·h ⁻¹) | 5,0 | 10,0 | 15,0 | 3,0 | 6,1 | 9,1 | 12,0 | 7,3 | 1,8 | 19,3 |
| Q (m ³ ·h ⁻¹) | 11,1 | 10,0 | 21,1 | 4,2 | 6,0 | 10,2 | 16,9 | 8,2 | 2,1 | 25,1 |

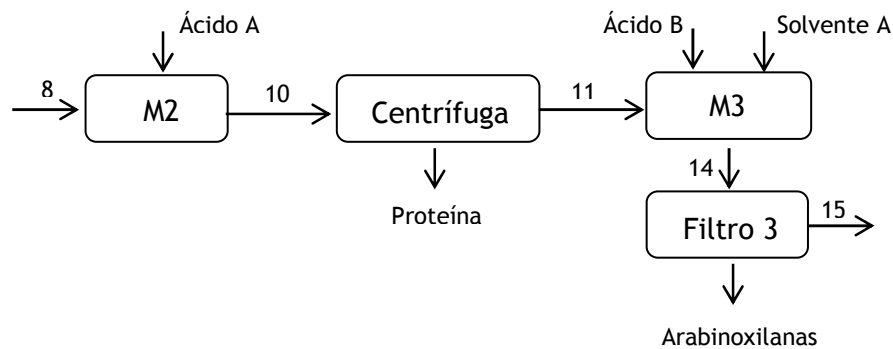


Figura 5- Diagrama processual de extracção das proteínas e arabinosilanas.

Tabela 3- Balanço material à extracção das proteínas e arabinosilanas.

| Dados/ Corrente | Ácido A | 10 | 11 | Ácido B | Proteínas | Solvente A | 14 | 15 | Arabinosilanas |
|--------------------------------------|---------|------|------|---------|-----------|------------|------|------|----------------|
| Q (t·h ⁻¹) | 1,4 | 20,2 | 19,1 | 0,4 | 1,1 | 49,1 | 68,5 | 63,6 | 4,9 |
| Q (m ³ ·h ⁻¹) | 1,1 | 26,1 | 25,3 | 0,3 | 0,9 | 62,2 | 87,8 | 74,8 | - |

Sendo objectivo deste projecto a realização do estudo de viabilidade económica do processo, recorreu-se ao método factorial para determinação do custo de capital tendo por base a estimativa do custo de equipamento. Deste modo estimou-se o custo de aquisição de cada equipamento do processo de extractivo, através do seu dimensionamento recorrendo a heurísticas, dados e correlações existentes em literatura (Peters et al., 1991; Couper et al., 2005; Paul et al. 2004).

Reactores e Misturadores

- ✓ Factor de segurança nos reactores: 20 % (caudal, potência do agitador);
- ✓ Tempo de passagem nos reactores: 24 h e 2 h;
- ✓ L/D do reactor: 1,5, em que L é a altura de líquido no reactor e D o diâmetro do reactor;
- ✓ Nível de líquido no reactor: máximo permitido, $2D$;
- ✓ Potência requerida pelo agitador: 3,7 kW/4,5 m³, para reacções com transferência de calor e 7,3 kW/4,5 m³ para mistura de líquidos;
- ✓ Velocidade de rotação do agitador: $6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, para mistura de líquidos e $4,6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ para reacções com transferência de calor;
- ✓ A espessura do reactor depende da pressão relativa de projecto, P em Pa, do raio interno do tanque, r_i em m , tensão, S em Pa, corrosão, C em m , e da eficiência, E . Admitindo que o material é de aço inox do tipo S285 e admitindo que não há corrosão: $S = 9,4 \times 10^7 \text{ Pa}$, $E = 0,85$.

$$T = \frac{P \times r_i}{S \times E - 0,6 \times P} \quad (3.1)$$

- ✓ O custo associado ao reactor, C_v , depende do peso do reactor, $m_{\text{equipamento}}$, (entre 4000 e $1,2 \times 10^6$ kg) e é dado por:

$$C_v = \exp \left\{ 6,775 + 0,18255 \left[\ln(m_{\text{equipamento}}) \right] + 0,02297 \left[\ln(m_{\text{equipamento}}) \right]^2 \right\} \quad (3.2)$$

- ✓ O custo associado ao agitador de aço de carbono, C_{agitador} em US \$, depende da potência de agitação (cuja gama de valores corresponde a 0,7 <kW <294,2):

$$C_{\text{agitador}} = \exp \left\{ a + b \ln HP + c (\ln HP)^2 \right\} \quad (3.3)$$

O dimensionamento dos reactores e custos associados apresentados na Tabela 4, são referentes ao reactor 1 e 2 à temperatura de 20 °C e reactor 1A e 2A, para a temperatura de 40 °C.

Tabela 4- Dimensionamento e custos de aquisição dos reactores.

| Característica/Equipamento | Reactor 1 | Reactor 1A | Reactor 2 | Reactor 2A |
|--|-----------|------------|-----------|------------|
| Caudal (m ³ ·h ⁻¹) | 25 | 25 | 12 | 12 |
| Temperatura (°C) | 20 | 40 | 20 | 40 |
| Tempo de Passagem (h) | 24 | 2 | 24 | 2 |
| Volume (m ³) | 608 | 51 | 295 | 25 |
| Diâmetro (m) | 8,0 | 3,5 | 6,3 | 2,8 |
| Peso (t) | 28 | 5 | 17 | 3 |
| Custo Reactor (k€) | 154 | 50 | 109 | 37 |
| Custo Agitador (k€) | 55 | 35 | 34 | 23 |
| Consumo água, 70 °C (t·h ⁻¹) | - | 14 | - | 8,7 |
| Custo de água, 70 °C (k€·ano ⁻¹) | - | 38 | - | 23 |

A análise do dimensionamento e dos custos associados aos reactores a diferentes temperaturas, permitiu inferir que o aumento da temperatura de operação origina um custo de utilidade total (água quente) de 60 k€·ano⁻¹. No entanto esse aumento é compensado pela redução do tempo de operação e consequente volume do reactor, conduzindo assim a uma redução de 207 k€ no custo de equipamento.

O dimensionamento e determinação dos custos associados, presentes nas Tabela 5 e 6, são referentes aos misturadores de correntes M1, M2 e M3.

Tabela 5- Dimensionamento dos misturadores.

| Característica/Equipamento | M1 | M2 | M3 |
|---|-----|-----|------|
| Caudal ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) | 30 | 31 | 105 |
| Temperatura ($^{\circ}\text{C}$) | 20 | 20 | 20 |
| Tempo de Passagem (h) | 0,2 | 0,2 | 0,2 |
| Volume (m^3) | 7,5 | 7,8 | 26,3 |
| Diâmetro (m) | 1,9 | 1,9 | 2,8 |
| Peso (t) | 1,5 | 1,6 | 3,5 |

Tabela 6- Custos de aquisição dos misturadores.

| Característica/Equipamento | M1 | M2 | M3 |
|----------------------------|----|----|----|
| Custo Reactor (k€) | 24 | 24 | 38 |
| Custo Agitador (k€) | 12 | 13 | 21 |

Filtração

- ✓ Na estimativa preliminar de custos considerou-se o filtro rotativo de vácuo como modelo de simulação;
- ✓ O fluxo de filtrado considerando partículas finas é de $305 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ e de $1220 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ para partículas de grandes dimensões (Seider et al., 2004);
- ✓ Segundo Inge et al, (2007) a dimensão das partículas após a realização do tratamento alcalino é de $180 \mu\text{m}$. Assim, para os filtros 1 e 2 considerou-se partículas de grandes dimensões;
- ✓ O custo de aquisição de equipamento depende da área de filtração, A , em m^2 .

$$C_p = \exp[11,432 - 0,1905 \times [\ln(A)] + 0,0554 \times [\ln(A)]^2] \quad (3.4)$$

As principais características necessárias à previsão dos principais custos do equipamento de filtração, Tabela 7, são obtidas de uma forma muito aproximada, uma vez que será necessário recorrer a testes laboratoriais para uma melhor caracterização dos sistemas de filtração.

Tabela 7- Dimensionamento e custos dos equipamentos de filtração.

| Característica/Equipamento | Filtro 1 | Filtro 2 | Filtro 3 |
|--|----------|----------|----------|
| Caudal Alimentação ($t \cdot h^{-1}$) | 12 | 7 | 64 |
| Fluxo de Permeado ($kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$) | 1220 | 1220 | 303 |
| Área de Filtração (m^2) | 9,8 | 5,9 | 208 |
| Custo Equipamento (k€) | 139 | 119 | 629 |

Centrífuga

- ✓ O caudal da alimentação, Q , depende da velocidade terminal de queda da partícula, u_0 e do termo de capacidade da centrífuga, Σ (Coulson et al., 1989);

$$Q = u_0 \Sigma \quad (3.5)$$

- ✓ A velocidade terminal de queda da partícula depende do diâmetro da partícula, d , da densidade das partículas, ρ_s , da densidade do líquido, ρ , da aceleração gravítica, g , e da viscosidade do líquido, μ

$$u_0 = \frac{2d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} \quad (3.6)$$

- ✓ O tamanho das partículas de precipitado proteico depende do sistema de precipitação, no entanto tem um tamanho típico de 0,1 a 50 μm (Bell et al., 1983);
- ✓ A densidade do precipitado proteico por precipitação, através do ponto isoeléctrico das proteínas, é de aproximadamente 1291 $kg \cdot m^{-3}$ (Bell et al. 1983);
- ✓ A densidade do líquido é de 1246 $kg \cdot m^{-3}$. Determinada tendo por base a composição da mistura;
- ✓ Considerou-se a viscosidade do líquido igual à da água: 0,001 Pa·s
- ✓ O custo de aquisição da centrífuga depende apenas do caudal de sólidos, S , na solução a tratar.

$$C_p = 120000 S^{0,3} \quad (3.7)$$

As principais características da centrífuga e respectivo custo de aquisição, apresentados na Tabela 8, são referentes à purificação do precipitado proteico.

Tabela 8- Dimensionamento e custo de aquisição da centrífuga.

| Característica/Equipamento | Centrífuga |
|---|----------------------|
| Caudal Alimentação ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) | 25 |
| u_0 ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$) | $1,2 \times 10^{-5}$ |
| Σ (m^2) | 960 |
| Custo de Equipamento (k€) | 108 |

Colunas de destilação

- ✓ Soma de 1,2 m no topo e 1,8 m no fundo da coluna de destilação;
- ✓ Factor de segurança do número de pratos de 16 %;
- ✓ Altura máxima admitida da coluna de destilação é 53,3 m;
- ✓ A razão entre a altura e diâmetro da coluna menor que 30;
- ✓ Espaçamento entre pratos de 0,6 m;
- ✓ Tipo de pratos: Sieve;
- ✓ Diâmetro dos orifícios dos pratos: $1,9 \times 10^{-2}$ m.

O dimensionamento das colunas de destilação foi realizado recorrendo à ferramenta de Simulação *Aspen Plus*.

A ferramenta de simulação *Aspen Plus* permite através da utilização de modelos de colunas de destilação aproximados, determinar o número de andares da coluna e razão de refluxo mínima para a separação pretendida. Posteriormente utiliza-se um modelo de colunas de destilação rigoroso, que permite por utilização dos resultados obtidos no modelo aproximado efectuar a simulação rigorosa da separação, obtendo as características dimensionais das colunas de destilação e a quantidade de calor necessária, remover e fornecer ao condensador e reebulidor, respectivamente.

Uma vez, que a pureza máxima do solvente A não é exigida, podendo ser inferior a pureza utilizada inicialmente (antes da reciclagem). O reaproveitamento dos reagentes por destilação é possível, através de duas destilações sucessivas, sendo que na coluna C1, é separado o solvente A dos restantes componentes (corrente de saída) e na coluna C2, pelo facto do ácido A possuir um ponto de ebulição superior ao da água e solvente A, a separação é completa, saindo na corrente de resíduo 3 (Figura 6). Uma vez que a corrente de resíduo

possui elevada percentagem de solvente A, o reciclo da corrente à coluna C1 permite a reutilização do solvente A.

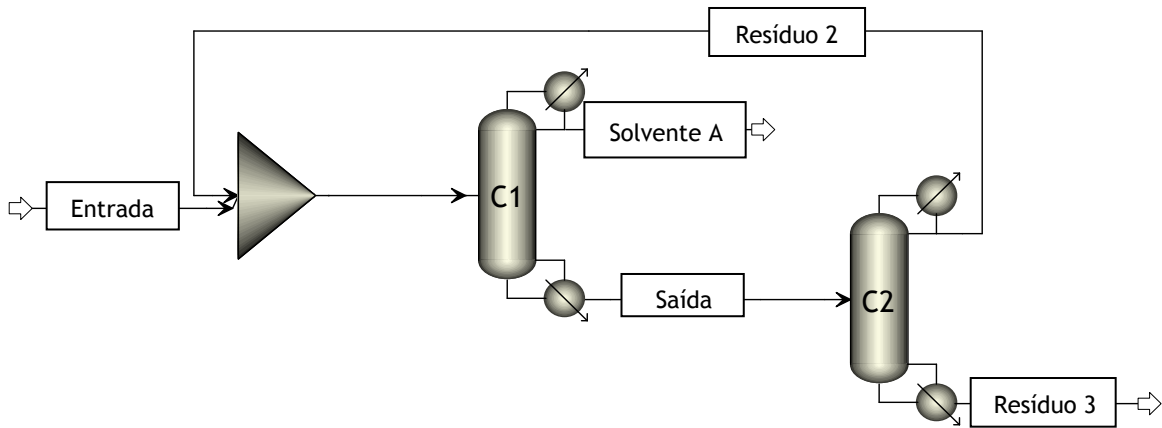


Figura 6- Diagrama processual de recuperação do solvente A.

Devido à existência de iões X^+ e Y^- em solução, após destilações sucessivas ocorre a formação de um subproduto. Devido ao seu ponto de ebulição sairá pelo fundo da coluna de destilação, juntamente com o ácido A. O facto do produto, do fundo da coluna, ser constituído essencialmente por água, ácido A e subproduto, não pode ser reintroduzido novamente no processo. Assim, para que seja possível a utilização do ácido A recuperado é necessário efectuar a separação dos restantes componentes (fora do âmbito deste trabalho). As composições dos diferentes produtos da destilação são apresentadas na Tabela 9.

Tabela 9- Composição mássica dos produtos da destilação.

| Componente (%) | Corrente Solvente A | Corrente Resíduo 3 |
|----------------|---------------------|--------------------|
| Solvente A | 84,9 | 0,03 |
| Ácido A | - | 5,0 |
| Ácido B | 0,6 | 0,002 |
| Água | 14,5 | 93,2 |
| Subproduto | - | 1,8 |

O custo de aquisição das colunas de destilação e dos pratos na coluna foi determinado recorrendo a heurísticas (Tabela 10).

- ✓ O custo associado à aquisição e instalação de cada coluna de destilação, C_p em US \$, através da equação:

$$C_p = F_M C_V + C_{PL} \tag{3.8}$$

- ✓ Para colunas de destilação, cujo peso varie entre 4 e 1134 toneladas, o custo da coluna vazia é dado por C_v , que depende da $m_{equipamento}$.

$$C_v = \exp\{7,0374 + 0,18255 [\ln(m_{coluna})] + 0,02297 [\ln(m_{coluna})]^2\} \quad (3.9)$$

- ✓ O peso da coluna, m_{coluna} , depende da densidade do aço carbono, $\rho_{aço\ carbono}$, do diâmetro interno da coluna, D_i , da espessura da parede da coluna de destilação, t_s e da altura do equipamento.

$$m_{coluna} = \pi (D_i + t_s)(L + 0,8D_i)t_s \rho_{aço\ carbono} \quad (3.10)$$

- ✓ O factor F_M é 1 para material de construção em aço carbono.
- ✓ Para colunas de destilação com $0,9 < D_i < 7,3\ m$ e $8,2 < L < 51,8\ m$, o custo das plataformas, C_{PL} em US \$, corresponde a:

$$C_{PL} = 237,1(D_i)^{0,63316} (L)^{0,80161} \quad (3.11)$$

- ✓ O custo inerente à instalação dos pratos, C_T em US \$, foi estabelecido através da equação:

$$C_T = N_T F_{NT} F_{TT} F_{TM} C_{BT} \quad (3.12)$$

- ✓ O custo base, C_{BT} em \$, para pratos perfurados, com diâmetro entre 0,6 e 4,9 m é dado por:

$$C_{BT} = 369 \exp(0,1739 \times D_i) \quad (3.13)$$

- ✓ O factor F_{NT} depende do número de andares da coluna, N_T : se $N_T > 20$, $F_{NT} = 1$, no

$$\text{entanto, caso } N_T < 20, F_{NT} = \frac{2,25}{1,0414^{N_T}}$$

- ✓ Os factores F_{TT} e F_{TM} são ambos iguais a 1, uma vez os pratos são perfurados e o material de construção é o aço carbono.

Tabela 10- Dimensionamento e custos de aquisição das colunas de destilação.

| Características/Equipamento | Coluna C1 | Coluna C2 |
|---|-----------|-----------|
| Número de Pratos | 7 | 5 |
| Andar da Alimentação | 6 | 4 |
| Razão de Refluxo | 1 | 1 |
| Comprimento da Coluna (m) | 8,5 | 7,3 |
| Diâmetro da Coluna (m) | 3,8 | 2,4 |
| Peso da Coluna (t) | 17,6 | 5,4 |
| Condensador ($\text{GJ}\cdot\text{h}^{-1}$) | -108,3 | -55,9 |
| Rebulidor ($\text{GJ}\cdot\text{h}^{-1}$) | 123,3 | 55,9 |
| Custo Equipamento (k€) | 180 | 83 |

Permutadores

Os permutadores considerados no processo, são utilizados nas colunas de destilação de recuperação do solvente A. O dimensionamento dos permutadores teve por base os resultados obtidos na simulação das colunas de destilação, que permitiram obter o calor necessário remover no condensador e o calor necessário fornecer no rebulidor, os caudais envolvidos e as diferenças de temperatura entre a entrada e saída dos permutadores, relativamente à corrente a tratar (Tabela 11).

A simulação dos quatro permutadores existentes no processo de extracção foi realizada recorrendo ao *Aspen Exchanger Design and Rating*. Esta ferramenta de simulação permite obter o caudal de utilidade (água fria, água quente, vapor) necessário, dimensionamento do permutador e custo de aquisição associado (Tabela 11). No entanto para efectuar a simulação é necessário ter em conta algumas heurísticas, sendo os valores obtidos a partir destas, introduzidos nos dados de entrada da aplicação.

- ✓ Para um permutador de carcaça e tubos, o diâmetro externo dos tubos é de 0,019 m e o comprimento dos tubos é de 4,9 m;
- ✓ A distância dos anteparos depende do diâmetro da carcaça, D_i , tendo-se considerado $0,2 \times D_i$;

- ✓ Para uma passagem nos tubos, uma carcaça de diâmetro interno de 0,3 m apresenta uma área de transferência de 27,9 m², diâmetro interno de carcaça de 0,6 m e uma área de transferência de 123,6 m². Para um diâmetro interno de carcaça de 0,9 m, a área de transferência é de 297,3 m². Para efeitos de projecto considerou-se que a carcaça apresenta um diâmetro de 0,9 m.

As utilidades utilizadas na simulação dos permutadores são água e vapor, nas condições de pressão e temperatura dos sistemas de fornecimento destas utilidades nas instalações da Unicer.

Tabela 11- Dimensionamento e custos de aquisição do reebulidor e condensador.

| Características / Equipamento | Condensador 1 | Reebulidor 1 | Condensador 2 | Reebulidor 2 |
|---------------------------------------|----------------------|------------------------|----------------------|------------------------|
| T _{Entrada} (°C) | 79 | 87 | 99 | 100 |
| T _{saída} (°C) | 71 | 140 | 93 | 120 |
| Utilidade | Água 20 °C, 4 bar | Vapor 158 °C, 5 bar | Água 20 °C, 4 bar | Vapor 158 °C, 5 bar |
| Caudal Utilidade (t·h ⁻¹) | 1033 | 52 | 573 | 26 |
| T _{saída} utilidade (°C) | 45 | 151 | 45 | 151 |
| Área (m ²) | 196 | 196 | 196 | 205 |
| Nº Tubos | 709 | 709 | 709 | 740 |
| Custo (k€) | 80 | 48 | 48 | 47 |

Após a obtenção dos custos de aquisição de equipamentos principais é possível inferir que o custo total de equipamento para o processo de extracção é de 1718 k€. No entanto fica excluído desta análise o custo referente aos tanques de armazenamento de reagentes, resíduos e produtos.

O aquecimento dos reactores 1A e 2A pode efectuar-se usando o vapor condensado proveniente dos reebulidores das colunas de destilação. Admitindo que a temperatura de saída das camisas dos reactores é de 90 °C, são necessários 9,5 t·h⁻¹ de vapor condensado.

Os custos de equipamentos foram determinados, tendo por base a actualização dos custos (Ludwing et al., 1995) ao ano corrente, Janeiro 2010, através do Índice de Custo de Engenharia Química (CEPCI). A actualização dos custos realiza-se através da utilização do

custo obtido, C_{e1} , para determinado CEPCI, I_1 , para determinar o custo actual, C_{e2} para do CEPCI actual, $I_2 = 528$ (Icic Pincing, 2010).

$$C_{e2} = C_{e1} \times \left(\frac{I_2}{I_1} \right) \quad (3.14)$$

A utilização do método factorial para estimativa do investimento de capital é possível através da utilização das Tabelas 12 e 13, tendo por base o custo de equipamento determinado anteriormente (C_e) e o custo de instalação (C_i).

Tabela 12- Custo de instalação dos equipamentos, pelo método factorial.

| Custos de Instalação | Factor Custo | Custo (k€) |
|----------------------|--------------|------------|
| Montagem Equipamento | 0,45 C_e | 773 |
| Tubagem | 0,45 C_e | 773 |
| Instrumentação | 0,15 C_e | 256 |
| Electricidade | 0,1 C_e | 172 |
| Edifícios (Processo) | 0,1 C_e | 172 |
| Serviços Auxiliares | 0,45 C_e | 773 |
| Armazéns | 0,2 C_e | 344 |
| Preparação do local | 0,05 C_e | 86 |
| Edifícios auxiliares | 0,2 C_e | 344 |

O custo de instalação dos equipamentos, obtido, com base na utilização do método factorial é de 5413 k€, o qual será ponto de partida para a estimativa dos custos indirectos (C_{ind}).

Tabela 13- Custo de indirectos, pelo método factorial.

| Custos de Indirectos | Factor Custo | Custo (k€) |
|------------------------|--------------|------------|
| Projecto de Engenharia | 0,25 C_i | 1353 |
| Empreiteiro | 0,05 C_i | 271 |
| Contingência | 0,1 C_i | 541 |

Os custos indirectos e os custos de instalação, por sua vez permitem obter o capital fixo, C_f . O capital circulante corresponde a 15 % do capital fixo, C_c , permitindo assim obter o investimento de capital, IC, através da equa o:

$$IC = C_c + C_f \quad (3.15)$$

Assim,   possível obter um investimento de capital de 8715 k , tendo-se considerado um investimento de capital de 8800 k .

Os custos de produ o, aos quais estão associados os custos variáveis de produ o e os custos fixos de produ o, descritos na Tabela 14, representam um custo anual de 44 069 k .

Tabela 14- Custos de produ o.

| Custos de produ o | Factor de custo | Custo (k .ano ⁻¹) |
|---------------------|-----------------|-------------------------------|
| Reagentes | Tabela 11 | 41 081 |
| Materiais diversos | 0,1 x C_M | 38 |
| Serviços auxiliares | Tabela 12 | 2951 |
| Manuten o (C_M) | 0,05 x C_f | 380 |
| Mão-de-obra (M) | - | 156 |
| Supervisão | 0,2 x M | 31 |
| Encargos gerais | 0,5 x M | 78 |
| Seguro | 0,01 x C_f | 76 |

A estimativa de custo de reagentes, foi obtida tendo por base o consumo reagentes e o respectivo preço, segundo dados fornecidos pela Unicer (Tabela 15), tendo-se obtido um custo anual de 41 081 k .

Tabela 15- Custo de reagentes por tonelada de dreche tratada.

| Reagentes | Custo ( ) | Quantidade/t Dreche | Custo ( /t Dreche) |
|------------------------------|-----------|---------------------|--------------------|
| Agente Alcalino (kg) | 777,5 | 44,9 | 35 |
|  cido A (kg) | 1200 | 146,6 | 176 |
|  cido B (m ³) | 0,8 | 0,06 | 49,4 |
| Solvente A (m ³) | 0,9 | 0,9 | 766,8 |

Os serviços auxiliares incluem os custos associados as utilidades necessárias ao processo, sendo estas vapor, água, água pura (para as soluções). Pelo facto de existir água quente resultante da destilação (reebulidores), o custo e consumo de água quente para o aquecimento dos reactores não é contabilizado, tal como explicado anteriormente, sendo apenas contabilizado o vapor e água necessários à destilação e o consumo de água proveniente da preparação das soluções (Tabela 16).

Tabela 16- Custo anual de utilidades.

| Utilidade | Custo (€) | Consumo (t·ano ⁻¹) | Custo (k€·ano ⁻¹) |
|----------------------|---------------------|--------------------------------|-------------------------------|
| Vapor (158 °C, 5bar) | 5,5/t | 622 312 | 2800 |
| Água (20 °C, 4bar) | 0,01/m ³ | 12 853 480 | 137 |
| Água Pura | 0,1/m ³ | 131 840 | 14 |

Após a estimativa dos custos associados ao processo, procedeu-se à avaliação económica do mesmo, efectuando primeiramente uma análise crítica aos valores obtidos. Ou seja, perante os custos estimados e a estimativa de vendas dos produtos efectuou-se a análise relativamente aos custos de reagentes e vendas correspondentes. Dados fornecidos pela Unicer, estimam que o preço de venda das proteínas e arabinosilanas é de 6 €·kg⁻¹, para cada um dos produtos. Assim, através da quantidade de produto que é possível obter, determinou-se o custo de venda associado (Tabela 17).

Tabela 17- Produção anual e receitas anuais de proteínas e arabinosilanas.

| Produto | Produção (t·ano ⁻¹) | Venda (€·kg ⁻¹) | Venda (k€·ano ⁻¹) |
|----------------|---------------------------------|-----------------------------|-------------------------------|
| Proteínas | 4086 | 6 | 24 515 |
| Arabinosilanas | 540 | 6 | 3240 |

Avaliando as receitas anuais, 27 754 k€, e comparando com o custo de reagentes associado, 41 081 k€, é possível inferir que o projecto não é viável, uma vez que o custo de reagentes é muito superior as receitas associadas.

Para que o processo fosse considerado viável seria necessário que o custo de reagentes fosse reembolsável pelas vendas do produto. Para que tal seja possível o preço de venda dos produtos teria de ser superior, sendo o preço mínimo de 8,9 €·kg⁻¹ para ambos os produtos. Considerando o preço de venda mínimo dos produtos determinado, procedeu-se a à avaliação económica do processo, através de análise cuidada aos primeiros 9 anos de activo da

empresa. A Tabela 18 apresenta o estudo efectuado em 10 anos, sendo que o primeiro ano é considerado o ano de arranque do processo, período de investimento. Na Tabela 18 não estão representados todos os anos aos quais se fez análise, considerando-se um período de amortização de 6 anos, uma taxa de imposto sobre os lucros de 30 % e uma taxa de rentabilidade de 15 %.

Tabela 18 - Análise económica dos 10 anos de activo da empresa.

| Custos | 0 | 1 | 2 | 6 | 7 | 10 |
|-----------------------------------|-------|--------|---------|---------|---------|---------|
| % Vendas | 0 | 40 | 60 | 90 | 100 | 90 |
| Vendas (k€) | 0 | 16 468 | 24 701 | 37 052 | 41 169 | 37 052 |
| Investimento (k€) | 8800 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Custos variáveis de Produção (k€) | 0 | 17 628 | 26 442 | 39 662 | 44 069 | 39 662 |
| Custos fixos de Produção (k€) | 0 | 720 | 720 | 720 | 720 | 720 |
| Amortizações (k€) | 0 | 1467 | 1467 | 1467 | 0 | 0 |
| Custos totais (k€) | 0 | 19 815 | 28 629 | 41 849 | 44 790 | 40 383 |
| RAI | 0 | -3347 | -3927 | -4797 | -3621 | -3331 |
| RL | 0 | -2343 | -2749 | -3358 | -2534 | -2331 |
| CF | 0 | -876 | -1282 | -1891 | -2534 | -2331 |
| VA | -8800 | -762 | -970 | -818 | -953 | -576 |
| VA Acumulado | -8800 | -9562 | -10 532 | -13 997 | -14 950 | -16 951 |

A avaliação do processo durante 9 anos de activo permitiu inferir que o lucro anual líquido nunca atinge valores positivos, o que significa que o projecto é economicamente inviável, apresentando um valor actual líquido (VAL) inferior a zero.

Com o intuito de realizar melhorias que possam conduzir à viabilidade do projecto, efectuou-se uma avaliação ao factor limitante do processo, o custo de solvente A. Assim, realizou-se a avaliação do efeito do preço do solvente A na viabilidade do processo, verificando-se que a diminuição do preço de solvente A para $0,62 \text{ €}\cdot\text{L}^{-1}$ (Icis pricing, 2010) proporciona uma diminuição do custo de reagentes para $32\,018 \text{ k€}\cdot\text{ano}^{-1}$.

O preço de venda de $6 \text{ €}\cdot\text{kg}^{-1}$ de proteínas e arabinosilanas conduz à inviabilidade do processo, uma vez que o custo de reagentes é superior ao retorno das vendas. Assim, tal como realizado anteriormente, na nova avaliação económica assumiu-se como preço de venda dos produtos $8,9 \text{ €}\cdot\text{kg}^{-1}$ (Tabela 19).

Tabela 19- Análise económica dos 10 anos de activo da empresa, com diminuição do custo de solvente A.

| Custos | 0 | 1 | 2 | 5 | 6 | 10 |
|-----------------------------------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|
| % Vendas | 0 | 40 | 60 | 80 | 90 | 90 |
| Vendas (k€) | 0 | 16 468 | 24 701 | 32 935 | 37 052 | 37 052 |
| Investimento (k€) | 8800 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Custos variáveis de Produção (k€) | 0 | 14 003 | 21 004 | 28 005 | 31 506 | 31 506 |
| Custos fixos de Produção (k€) | 0 | 720 | 720 | 720 | 720 | 720 |
| Amortizações (k€) | 0 | 1467 | 1467 | 1467 | 1467 | 0 |
| Custos totais (k€) | 0 | 16 190 | 23 191 | 30 192 | 33 693 | 32 227 |
| RAI | 0 | -278 | 1510 | 2743 | 3359 | 4826 |
| RL | 0 | 195 | 1057 | 1920 | 2351 | 3378 |
| CF | 0 | 1661 | 2524 | 3387 | 3818 | 3378 |
| VA | -8800 | 1444 | 1908 | 1684 | 1651 | 835 |
| VA Acumulado | -8800 | -7355 | -5447 | -168 | 1483 | 5814 |

Avaliando os valores obtidos na análise económica do processo, é possível inferir que a alteração no preço do solvente A conduz à viabilidade do processo, obtendo-se um VAL positivo, com um período de recuperação de 6 anos.

Com o intuito de realizar melhorias que possam conduzir à viabilidade do projecto, sem que para isso seja necessário efectuar um aumento do preço de venda dos produtos, efectuou-se um levantamento de potenciais melhorias ao projecto. Assim, uma vez que o passo limitante do processo é a extracção das arabinosilanas, pelo facto de necessitar de um elevado consumo de reagentes e energia, alternativas a este processo, poderão conduzir à diminuição dos custos e consequentemente viabilidade do projecto.

A proposta de melhoria na extracção da arabinosilanas advém da extracção de arabinosilanas do farelo de milho, proposta por Izydorczyk et al. (2007). Tal com proposto, a extracção de

arabinoxilanas do farelo de milho é realizada através de microfiltração e sendo o principal constituinte da dreche a cevada, também um cereal, poder-se-ia extrair as arabinoxilanas da solução resultante da extracção proteica, por microfiltração. Á semelhança daquilo que ocorre no processo desenvolvido por Lzydorczyk et al. (2007), após tratamento alcalino e reduzindo o pH, momento de precipitação proteica, o sobrenadante resultante da centrifugação poderia ser tratado por microfiltração tangencial.

Devido à impossibilidade de realização de experiencias laboratoriais que permitissem tirar conclusões relativamente à eficiência de extracção das arabinoxilanas por microfiltração, não foi possível obter os resultados de extracção nem dados experimentais que permitam dimensionar o sistema de filtração. No entanto, à semelhança daquilo que foi efectuado para os restantes equipamentos, realizou-se uma estimativa do custo de equipamento e custos de operação do sistema de filtração para que desta forma seja possível tirar conclusões relativamente à viabilidade de alteração ao processo de extracção.

Esta estimativa preliminar auxilia na tomada de decisão relativamente a trabalho futuro, nomeadamente a investimento no projecto de melhoria do processo actual de extracção.

A Figura 7 permite, através do conhecimento do caudal da corrente de entrada estimar o custo de equipamento, tendo em consideração o tipo de fluxo envolvido, tendo-se considerado fluxo médio como estimativa.

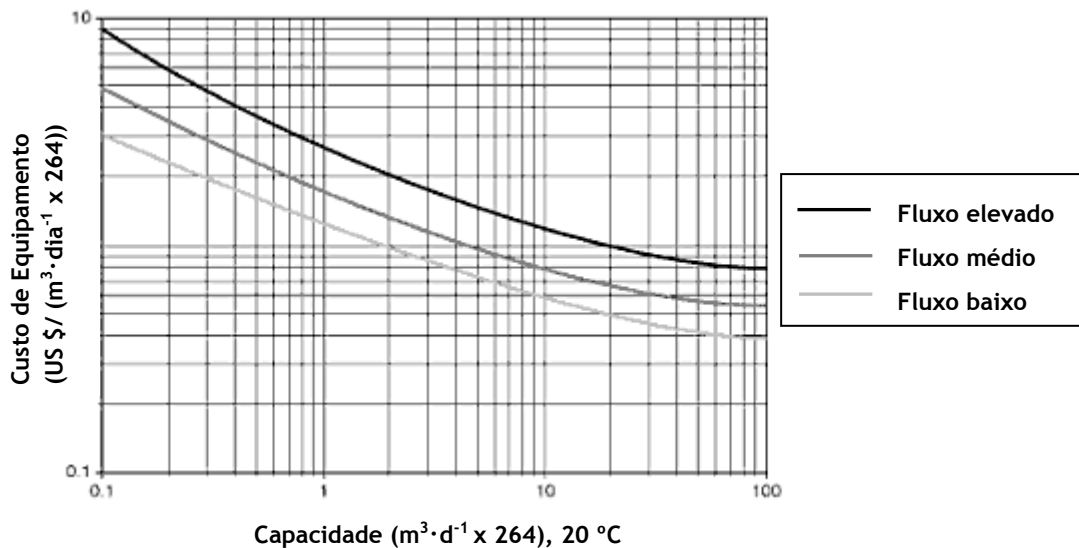


Figura 7- Custo de equipamento em função do caudal de alimentação para um sistema de microfiltração (Adaptado de Vickers et al., 2005).

Recorrendo aos dados da Tabela 3 e utilizando a Figura 7, determinou-se o custo do equipamento de microfiltração, sendo este de 66 k€. Como forma de verificação do valor

obtido recorreu-se a informação descrita na literatura, que refere que o custo de capital associado a um sistema de microfiltração apresenta valores de 106 a 212 €·m³·dia⁻¹ (Rosaler et al., 2002), o que corresponde a custo de capital de 65 a 131 k€. Uma vez que o custo de equipamento estimado se encontra muito próximo do limite inferior para o custo de um sistema de microfiltração, optou-se por utilizar um valor intermédio da gama de valores apresentada, 98 k€.

A comparação do custo do equipamento na extracção das arabinoxilanas com o custo de equipamento de filtração permite inferir que o investimento de capital reduz consideravelmente de 8800 k€ para 3600 k€, respectivamente. Perante este resultado poder-se-ia considerar que o investimento na extracção por filtração em detrimento da extracção por precipitação é uma mais-valia para o processo. No entanto é necessário ter em consideração os custos de operação envolvidos, pelo que se utilizou novamente a análise económica de projectos para identificar o projecto mais rentável, recorrendo novamente ao indicador de análise financeira de projectos, VAL.

Para tal efectuou-se, à semelhança do estudo realizado anteriormente, a avaliação da evolução económica do projecto num período de actividade de 10 anos (Tabela 21). A avaliação económica do processo de extracção de arabinoxilanas por microfiltração, originou a alteração dos custos de serviços auxiliares e reagentes. Estas alterações advêm do facto de não ser contabilizado neste novo processo o custo de vapor e água fornecidos às colunas de destilação, nem o consumo de solvente A e ácido B. Por outro lado, devido à inexistência de destilação e conseqüentemente fornecimento de água quente proveniente dos reebulidores, existe um custo acrescido de água quente para aquecimento dos reactores. Deste modo é necessário efectuar o aquecimento dos reactores através da utilização da água proveniente do tanque de condensados existente na Unicer, a qual se encontra a uma temperatura de cerca de 70 °C. Na Tabela 20 são apresentados as alterações aos custos de reagentes e serviços auxiliares para os diferentes processos, processo proposto (precipitação), sem alteração modificação do preço do solvente A, e processo novo (microfiltração).

Tabela 20- Custos de reagentes e serviços auxiliares para os diferentes processos.

| Custos variáveis | Processo Proposto | Processo Novo |
|---|-------------------|---------------|
| Vapor 158 °C, 5 bar (k€·ano ⁻¹) | 2800 | - |
| Água (k€·ano ⁻¹) | 137 (20 °C) | 60 (70 °C) |
| Reagentes (k€·ano ⁻¹) | 41 081 | 8433 |

Efectuando a avaliação aos custos processuais do novo processo do mesmo modo que determinado anteriormente para o processo actual obteve uma diminuição dos custos processuais de 80 %. Na Tabela 21 não estão representados todos anos aos quais se fez análise.

Tabela 21- Análise económica de 10 anos de activo do processo novo.

| Custos | 0 | 1 | 2 | 6 | 7 | 10 |
|-----------------------------------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|
| % Vendas | 0 | 40 | 60 | 80 | 100 | 90 |
| Vendas (k€) | 0 | 16 468 | 24 701 | 32 935 | 41 169 | 37 052 |
| Investimento (k€) | 3600 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Custos variáveis de Produção (k€) | 0 | 3385 | 5077 | 6770 | 8462 | 7616 |
| Custos fixos de Produção (k€) | 0 | 454 | 454 | 454 | 454 | 454 |
| Amortizações (k€) | 0 | 600 | 600 | 600 | 0 | 0 |
| Custos totais | 0 | 3839 | 5531 | 7224 | 8916 | 8170 |
| RAI | 0 | 12 029 | 18 570 | 25 111 | 32 253 | 28 982 |
| RL | 0 | 8420 | 12 999 | 17 578 | 22 577 | 20 287 |
| CF | 0 | 9020 | 13 599 | 18 178 | 22 577 | 20 287 |
| VA | -3600 | 7844 | 10 282 | 7859 | 8488 | 5015 |
| VA Acumulado | -3600 | 4244 | 14 526 | 48 311 | 56 798 | 74 212 |

3.2 Procedimentos de operação normalizados

Para o desenvolvimento de um documento que descreva todas as etapas e actividades do processo de produção de cerveja na instalação piloto Unicer, realizou-se o acompanhamento do processo produtivo, de forma a identificar o modo de funcionamento das diferentes etapas do processo. A identificação do modo de procedimento pressupôs o estudo do funcionamento do autómato que controla todo o sistema de produção e acompanhamento do processo produtivo, permitindo identificar as diferentes tarefas executadas pelo responsável de produção.

Posteriormente realizou-se o documento que permite a execução de cada tarefa envolvida no processo de produção, tendo para tal elaborado quatro documentos que permitem a

reprodução do processo produtivo, sendo estes, brassagem; filtração, ebulição, decantação; filtração; arejamento do mosto e sementeira. Os SOP elaborados obedeceram à seguinte estrutura:

- ✓ Objectivo e Campo de Aplicação
- ✓ Responsabilidades
- ✓ Descrição: referências, condução do processo e controlo do processo (características do produto e parâmetros do processo).

4 Conclusões

O presente trabalho teve como objectivos a optimização e avaliação económica do processo de utilização de subprodutos e o desenvolvimento de procedimentos de operação normalizados de boas práticas de fabrico na instalação Piloto Unicer.

Relativamente à optimização do processo de extracção de proteínas e arabinoxilanas da dreche cervejeira, demonstrou-se que a redução do tempo de tratamento alcalino de 24 h para 2 h, através do aumento da temperatura de operação de 20 °C para 40 °C, constitui uma vantagem para o processo. A alteração do tempo de execução do tratamento alcalino, proporciona a diminuição do tamanho e custo dos equipamentos associados, contribuindo assim para a redução do investimento de capital em 11 %. O processo proposto permite ainda a diminuição do consumo de reagentes, a recuperação do Solvente A por destilação e a diminuição do consumo de utilidades, através de integração energética.

O investimento de capital necessário para o processo de extracção de proteínas e arabinoxilanas da dreche é de 8800 k€. A avaliação económica do processo, permitiu concluir que o processo não é viável economicamente, existindo um custo fixo de produção anual de 720 k€, um custo variável anual de produção de 44 069 k€ e um custo de reagentes anual de 41 081 k€, para vendas anuais no valor de 41 169 k€. No entanto, a viabilidade do processo é possível, com um período de recuperação de 6 anos, se o preço do reagente principal, solvente A, for inferior ao inicialmente indicado em 30 %. Contudo este processo implica o aumento do preço de venda dos produtos inicialmente proposto de 6 k€·kg⁻¹ para 8,9 k€·kg⁻¹.

Foi ainda proposto um novo processo de extracção de proteínas e arabinoxilanas da dreche que permite uma optimização no consumo de reagentes e um menor investimento inicial. Este novo processo alternativo considera a extracção das arabinoxilanas por microfiltração tangencial e proporciona uma diminuição de 59 % nos custos de investimento.

A avaliação económica do processo alternativo proposto, para o preço de venda de cada um dos produtos de 6 k€·kg⁻¹, permitiu concluir que o processo é economicamente viável, apresentando um custo fixo anual de produção de 454 k€, um custo variável anual de 8462 k€ e um custo de reagentes anual de 8433 k€ e vendas anuais no valor de 27 754 k€.

Perante os resultados obtidos, é possível concluir que o desenvolvimento de um processo de extracção que inclua a extracção das arabinoxilanas por microfiltração tangencial é uma mais-valia para a valorização da dreche cervejeira.

Relativamente à elaboração dos procedimentos de operação normalizados, é possível concluir que dada a importância destes documentos as boas práticas de trabalho na instalação Piloto Unicer serão garantidas.

5 Avaliação do trabalho realizado

5.1 Objectivos Realizados

Os objectivos deste trabalho passavam pela optimização e avaliação económica do processo de utilização de subprodutos e o desenvolvimento de procedimentos de operação normalizados de boas práticas de fabrico na instalação Piloto Unicer. Globalmente estes objectivos foram realizados com sucesso, tendo-se conseguido optimizar o processo de extracção de proteínas e arabinosilanas da dreche, reduzindo o tempo de tratamento alcalino, diminuindo o consumo de reagentes e serviços auxiliares (realizando integração energética), efectuado a avaliação económica do processo tendo no entanto obtido resultados não satisfatórios e elaboração das SOP.

Contudo, efectuando algumas alterações a nível da análise económica do processo proposto foi possível atingir a viabilidade económica do processo. Foi possível ainda através da proposta de modificação do processo de extracção propor uma unidade de microfiltração para extracção da arabinosilanas, em lugar da precipitação, obtendo assim um processo mais económico e viável.

5.2 Outros Trabalhos Realizados

Este trabalho consistiu na optimização de um sistema de higienização industrial em regime Limpeza no local (CIP- cleaning in place), para o qual se fez o levantamento da situação actual e identificação de oportunidades de melhoria.

O controlo dos parâmetros de qualidade e a permanência destes durante longos períodos de tempo é de extrema importância, estando relacionado com o sabor, cheiro, estabilidade e cor da cerveja. No entanto, os factores de qualidade não podem ser garantidos exclusivamente pelo controlo do processo de produção, existindo a necessidade de efectuar o controlo das operações de higienização de toda a linha de produção.

Deste modo higienização é um factor muito importante na produção da cerveja. A higienização deverá, assegurar a eliminação das sujidades visíveis e não visíveis (restos de produto, corpos estranhos, resíduos de produtos químicos) e a destruição de microrganismos patogénicos e de deterioração até níveis que não coloquem em causa a saúde dos consumidores e a qualidade do produto. Deverá ainda ser respeitada a integridade das superfícies de trabalho e deverá haver o cuidado de eliminar qualquer químico utilizado no processo de higienização.

O sistema CIP consiste numa instalação específica para higienização em circuito fechado. É um sistema automático de limpeza da unidade de produção, rápido e eficiente que efectua a limpeza de todo o equipamento e tubagem sem necessidade de desmantelamento dos equipamentos. A sua utilização apresenta algumas vantagens, sendo a redução dos tempos de limpeza, a limpeza uniforme e segura e a optimização do uso de água e detergentes.

A optimização dos sistemas CIP é um factor importante na segurança e qualidade do produto, sendo para isso necessário estabelecer um balanço óptimo entre os químicos utilizados, a mecânica, a temperatura e os tempos, sem deixar de lado os aspectos ambientais (Bylund et al., 2003).

Este trabalho teve como objectivo contribuir para a melhoria dos níveis de higienização dos equipamentos intervenientes na produção de cerveja, garantindo a segurança, qualidade do produto e funcionalidade do sistema, tirando o proveito máximo do sistema CIP.

A execução deste trabalho pressupôs o acompanhamento de vários CIPs à unidade industrial, efectuando um levantamento da situação actual.

- O caudal de envio é superior ao caudal de retorno do CIP, o que origina acumulação no sistema e conseqüente paragem sucessiva da bomba de envio de CIP - M501.
- A bomba de retorno do CIP-M502 apresenta ruídos e vibrações.
- Falha de programação no aquecimento da soda, no CIP à caldeira de ebulição
- O caudal de envio é superior ao caudal de retorno do CIP, o que origina acumulação no sistema e conseqüente paragem sucessiva da bomba de envio de CIP - M501.
- Condutividade da soda insuficiente.
- O ácido é aquecido no CIP à caldeira de ebulição.
- Incrustações nas cubas 9 e 10, após o CIP.

Posteriormente foram avaliadas e propostas eventuais melhorias ao sistema.

- Acompanhar novamente um CIP às cubas, realizando análises de concentração de soda antes e após higienização - A diminuição da concentração de soda pode ser devida a eventuais diluições durante o processo de higienização.
- Substituir a bomba M502 por uma de potência equivalente à bomba de envio de CIP, o que poderá originar alterações nas tubagens.

- Verificar se a programação do sistema prevê a abertura da válvula V516, no passo de recirculação de soda.
- Efectuar alteração do sistema de programação para fecho da válvula V427, nos passos de recirculação da soda, enxaguamento da soda e vazão da caldeira.

Após a avaliação da situação actual e identificação de oportunidades de melhoria, é necessário efectuar a implementação das melhorias aprovadas para posteriormente proceder à validação após implementação dessas melhorias e desta forma garantir a eficiência do sistema CIP, tirando o proveito máximo do mesmo.

5.3 Limitações e Trabalho Futuro

O Processo de simulação utilizando o simulador Aspen Plus, revelou-se uma ferramenta limitada para o processo biotecnológico em estudo, pela incapacidade de determinar as propriedades termodinâmicas dos componentes envolvidos. Assim, a exclusão do programa de simulação em virtude da realização da simulação a nível industrial recorrendo a heurísticas e correlações existentes em literatura, revelou-se uma tarefa complexa, envolvendo o controlo de muitas variáveis.

Destaca-se a necessidade de efectuar um estudo mais aprofundado da recuperação do solvente A por destilação, de modo a obter o proveito máximo das unidades envolventes, bem como a diminuição do consumo de reagentes. Propõe-se ainda como trabalho futuro a elaboração de um processo de purificação do ácido A para reutilização no processo.

A possível substituição do processo de purificação das arabinoxilanas, por precipitação, pelo processo de purificação por microfiltração é um caso a ter em consideração pelas suas vantagens a nível económico. Assim, propõem-se como trabalho futuro o estudo da viabilidade, realizando estudos a nível laboratorial, da extracção de arabinoxilanas da dreche por microfiltração.

5.4 Apreciação final

O desenvolvimento deste projecto na Unicer - Centro de Produção de Leça do Balio revelou-se uma boa experiência pessoal e profissional que contribuiu significativamente para a aprendizagem de novos conhecimentos e novas competências. Foram aplicados conhecimentos adquiridos ao longo do curso na Faculdade de Engenharia, bem como a capacidade de encontrar soluções para problemas existentes.

6 Referências

- Battaillon, M. et al., *Extraction and purification of arabinoxylan from destarched wheat bran in a pilot scale*, Industrial Crop and Products, **8**, 37-43, 1998.
- Bell D. J., Hoare M., Dunnill P., *Advances in Biochemical Engineering/ Biotechnology: The Formation of Protein Precipitates and Their Centrifugal Recovery*, Springer Berlin, Heidelberg, 1983.
- Bylund, G., *Dairy Processing Handbook*, Tetra Pack Processing Systems AB, Sweden, 1995.
- Coulson J. M., Richardson, J. F., Backhurst, J. R., Harker, J. H., Sinnott, R. K., *Tecnologia Química: Uma Introdução ao Projecto em Tecnologia Química*, Fundação Calouste Gulbenkian, Lisboa, 1989.
- Couper J.R., Penney W.R., Fair J.R., Walas S. M., *Chemical Process Equipment - Selection and Design*, Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier, Amsterdam, 2005.
- Fastnaught C.E., *Handbook of Dietary Fiber: Barley Fiber*, Marcel Dekker, New York, 519-542, 2001.
- Heineken et al., *Treatment of brewers' spent grain: Upgrading by-products*, meeting.mbaa.com/2005/program/abstracts/O-8.html, acessado a 9 de Junho de 2010.
- Icis pricing, www.icispricing.com, acessado a 1 de Julho de 2010.
- Inge C., Brud K., Delcour J. A., *Enzymatic Hydrolysis of Brewers' Spent Grain Proteins and Technofunctional Properties of the Resulting Hydrolysates*, Journal of Agricultural and Food Chemistry, **55**, 8703-8710, 2007.
- Ishiwaki, N., Murayama, H., Awayama, H., Kanauchi, O., Sato, T., *Development of high value uses of spent grain by fractionation technology*, Master Brewers Association of America Technical Quarterly **37**, 261-265, 2000.
- Kunze, W. *Technology Brewing and Malting*, 2nd Edition, VLB Berlin (1999).
- Lelieveld, H.L.M.; Mostert, M.A. & Holah, J., *Handbook of Hygiene Control in the Food Industry*, C.R.C. Press: Boca Raton, Boston, New York, 2005.
- Ludwig E.E., *Applied Process Design: For Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf professional Publishing, Boston, 1995.

- Mussatto, S.; Dragone, G., Rocha, G., Roberto, I., *Optimum operating conditions for brewer's spent grain soda pulping*, Carbohydrate Polymers, **64**, 22-28 (2006)
- Okamoto, H., Kitagawa, Y., Minowa, T., Ogi, T., *Thermal-catalytic conversion of high moisture spent grains to a gaseous fuel*. Master Brewers Association of America Technical Quarterly **36**, 239-241 (1999).
- Öztürk, S., Özboy, Ö., Cavidoglu, I., Köksel, H., *Effects of brewers' spent grain on the quality and dietary fibre content of cookies*, Journal of the Institute of Brewing **108**, 23-27 (2002).
- Paul E.L., Atiemo-Obeng V.A., Kresta S.M., *Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice*, Hoboken: Wiley Interscience, United States of America, 2004.
- Peters M. S., Timmerhaus K. D., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill International Editions, New York, 1991.
- Seider W. D., Seader J. D., Lewin D. R., *Product & Process Design Principles*, John Wiley & Sons, Inc., New York, 2004.
- Vickers, J. C., *Manual of water supply practices: Microfiltration and Ultrafiltration Membrane for Drinking Water*, American Water Works Association, United States of America, 2005.