



Instituto Politécnico de Tomar

Escola Superior de Tecnologia

Carla Alexandra Vieira Vitorino

**MODELAÇÃO E OTIMIZAÇÃO DE UMA
UNIDADE INDUSTRIAL DE EVAPORAÇÃO
DE LICOR NEGRO**

Projeto

Orientado por:

Mestre Paula Alexandra Geraldês Portugal
Instituto Politécnico de Tomar

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

O esforço só é expresso em recompensa, quando uma pessoa se recusa a desistir.

Napoleon Hill

RESUMO

Este trabalho centrou-se no desenvolvimento de um algoritmo, em linguagem de programação Octave, que permite o dimensionamento de uma unidade de evaporação de múltiplo-efeito para concentração de licor negro com diferentes propriedades e sob diferentes condições de operação. Utilizando dados reais, de um caso de estudo, a aplicação desse algoritmo permitiu fazer uma análise da eficiência da evaporação e avaliação económica para diferentes evaporadores de múltiplo-efeito. A partir dos resultados obtidos conclui-se que um evaporador com oito efeitos é aquele que de forma mais eficiente e económica cumpre os objetivos propostos para a evaporação. A implementação deste evaporador implica um investimento de capital fixo de cerca de 8 milhões de Euros e um custo de operação anual de 1,9 milhões de Euros.

Com o objetivo de testar a convergência do algoritmo de cálculo, simularam-se novas unidades para condições de operação diferentes. A análise do efeito dessas variações nas características dos evaporadores foram, na sua globalidade, de encontro ao perspectivado. Esta análise de sensibilidade confirmou, que temperaturas e concentrações do licor altas, caudais de licor e pressão de vapor vivo baixos, favorecem a evaporação do licor negro, diminuindo o custo global de investimento.

Palavras-chave: Modelação, simulação, octave, evaporação. licor negro.

ABSTRACT

This work was centered in the development of an algorithm, in Octave language, which allows the design of an industrial multiple-effect evaporator system used to concentrating black liquor with different properties and under different operating conditions. Using real data from a case of study, the application of this algorithm was used to make an analysis of the efficiency of the evaporation and economical evaluation for different multiple-effect evaporators. From the obtained results it is conclude that an evaporator with eight effects is the one that more efficiently and economically accomplish the objectives proposed for the evaporation. The implementation of this evaporator implicate a fixed capital investment of 8 million Euros and an annual cost operation of 1,9 million Euros.

With the objective to test the convergence of the algorithm, new unities were simulated for different operating conditions. Indeed, the effect of these variations in the evaporators characteristics were similar to the predictions. Through these simulation, it can be conclude that high temperatures and concentrations of the liquor, low flows of liquor and live steam pressure, favor the evaporation of the black liquor, reducing the global cost of investment.

Keywords: Modeling, simulation, octave, evaporation. black liquor.

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar, desejo agradecer à professora Paula Portugal pela orientação, apoio e disponibilidade.

À Caima, Indústria de Celulose S.A., particularmente ao Sr. Eng.º António Prates, e Srº Eng.º Ricardo Basílio pela disponibilidade no esclarecimento de todas as minhas dúvidas.

À Doutora Dina Mateus, pela atenção demonstrada ao longo dos últimos dois anos.

Aos meus pais e namorado pela paciência, apoio e compreensão nos momentos de maior dificuldade. Sem eles esta caminhada nunca teria sido possível.

Aos meus amigos, colegas e restantes familiares que me confortaram e estimularam nos piores momentos. Por fim, deixo ainda uma palavra de amizade à Doutora Graciete Honrado pela sua atenção e apoio incansáveis.

ÍNDICE

1.	Motivação	1
2.	Introdução	3
2.1.	Evaporação do Licor Negro.....	4
2.1.1.	Evaporadores	5
2.1.2.	Fundamentos Teóricos da Evaporação	9
2.1.3.	Formação de Incrustações	12
2.1.4.	Evaporação em Múltiplo-efeito	13
3.	Dimensionamento de Evaporadores de Efeito Simples	19
3.1.	Balanços Mássicos.....	19
3.1.1.	Balanço mássico Global ao Evaporador	19
3.1.2.	Balanço Mássico Global ao Solute.....	19
3.2.	Diferença Total de Temperatura no Evaporador	20
3.3.	Balanço Energético ao Evaporador	21
3.3.1.	Entalpia do Licor Negro	22
3.3.2.	Entalpias do Vapor Saturado e Entalpia de Vaporização	22
3.3.3.	Coeficiente de Transferência de Calor	23
3.3.4.	Área de Transferência.....	23
4.	Dimensionamento de Evaporadores de Múltiplo-efeito	25
4.1.1.	Caracterização dos Fluxos de Matéria ao Longo do Evaporador	26

4.1.2. Caracterização Energética das Correntes ao Longo do Evaporador	28
4.1.3. Resolução do Balanço Energético do Evaporador	32
4.1.4. Área de Transferência para cada Efeito.....	34
4.1.5. Algoritmo de Cálculo em Linguagem Octave.....	37
5. Avaliação Económica do Projeto.....	39
5.1. Capital de Investimento Fixo.....	39
5.1.1. Despesas Anuais.....	41
5.2. Determinação dos <i>Cash Flow</i>	42
6. Caso de Estudo.....	45
6.1. Descrição Sumária do Processo Industrial	45
6.1.1. Recuperação de Químicos e Energia.....	46
6.1.2. Recolha de Dados de Processo	46
6.2. Dimensionamento de uma Unidade de Evaporação para o Caso de Estudo	47
6.2.1. Identificação dos Dados de Projeto	47
6.2.2. Simulação da Unidade de Evaporação para Evaporadores com Diferente Número de Efeitos.....	48
6.2.3. Análise da Eficiência Individual de cada Bateria.....	49
6.2.4. Avaliação Económica.....	51
6.2.5. Análise do Comportamento de um Evaporador com 8 Efeitos	54
7. Análise de Sensibilidade.....	57
7.1. Variação do Caudal de Alimentação de Licor.....	57
7.2. Variação do Teor de Sólidos na Alimentação de Licor.....	59
7.3. Variação da Temperatura da Alimentação de Licor	61

7.4. Variação Pressão de Saturação do Vapor Vivo	64
7.5. Avaliação das Condições de Operação mais Favoráveis à Evaporação	66
8. Conclusões	69
9. Referências.....	73
Anexo A	75
Anexo B	85
Anexo C	89
Anexo D	93
Anexo E	95

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Principais etapas do ciclo de recuperação de química.....	3
Figura 2 - Diagrama simplificado de uma planta de evaporação múltiplo- efeito de licor negro.	5
Figura 3 - Diagrama simplificado de uma planta de evaporação de licor negro..	5
Figura 4 - Evaporador de Kestner de tubos compridos	7
Figura 5 - Evaporador de circulação forçada	8
Figura 6 - Evaporador de filme descendente.....	9
Figura 7 Elevação do ponto de ebulição, EPE, em função do teor de matéria sólida.....	10
Figura 8 - Esquema representativo do perfil de temperatura num tubo com incrustações.	13
Figura 9 - Princípio de funcionamento de um evaporador de múltiplo – efeito, demonstrado numa unidade de 5 efeitos.....	14
Figura 10 - Esquema representativo de um evaporador de múltiplo - efeito com alimentação em contracorrente	16
Figura 11 Esquema de correntes de um evaporador simples	19
Figura 12 Esquema de correntes de um evaporador de múltiplo efeito.	26
Figura 13 Matriz dos coeficientes, A , e vetor de termos independentes, b , utilizados na resolução do sistema de equações compostos pelos balanços energéticos de um evaporador com n efeitos.....	34
Figura 14 Fluxograma de cálculo para o dimensionamento de um evaporador com n efeitos.....	36
Figura 15 Economia de vapor em evaporadores compostos por diferente número de efeitos.....	50

Figura 16 Evolução da concentração licor e do calor transferido no 1º efeito do evaporador	50
Figura 17 Recuperação na unidade do vapor total gerado	51
Figura 18 Economia de calor em evaporadores compostos por diferente número de efeitos.....	51
Figura 19 Evolução do custo do equipamento base e custos com vapor vivo com o número de efeitos por evaporador.	53
Figura 20 Custo de investimento anual para um horizonte de projeto de 10 anos	54
Figura 21 Evolução o coeficiente de transferência (U_i) e da variação de temperatura (ΔT_i) ao longo do evaporador	55
Figura 22 Evolução do coeficiente de transferência térmica (U_i) e caudal de licor ao longo do evaporador	55
Figura 23 Variação da área de transferência de calor média em função do caudal de licor alimentado.	58
Figura 24 Variação do custo de investimento anual em função do caudal de licor alimentado	59
Figura 25 Variação da área de transferência de calor média em função da concentração de sólidos na alimentação de licor.....	60
Figura 26 Variação do custo de investimento anual em função do teor de sólidos alimentado.	61
Figura 27 Variação da área de transferência de calor média em função da temperatura da alimentação de licor.....	63
Figura 28 Variação o caudal de vapor vivo em função da temperatura da alimentação de licor.....	63
Figura 29 Evolução do custo investimento anual em função da temperatura de alimentação do licor.....	64

Figura 30 Evolução caudal de vapor vivo em função da sua pressão de alimentação..... 65

Figura 31 Evolução da área de transferência de calor média em função da pressão de saturação do vapor vivo alimentado. 65

Figura 32 Evolução do custo de investimento em função da pressão de saturação do vapor alimentado. 66

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Constantes empíricas para determinação do coeficiente de transferência térmica.....	12
Tabela 2 Coeficientes de Antoine para P (bar) e T (K).....	21
Tabela 3 Fatores típicos para estimar o custo de capital fixo de um projeto.	40
Tabela 4 Dados recolhidos para as condições de alimentação da unidade de evaporação.	47
Tabela 5 Teor de matéria sólida no licor negro fraco.....	47
Tabela 6 Condições de dimensionamento baseadas nos dados recolhidos na Caima, Indústria de Celulose.....	48
Tabela 7 Dados de projeto obtidos na simulação de evaporadores com 1, 2, (...),7 e 8 efeitos	49
Tabela 8 Análise da eficiência da unidade de evaporação	49
Tabela 9 Capital de investimento e custos de operação anuais para diferente número de efeitos por evaporador	52
Tabela 10 Custo de investimento anual para um horizonte de projeto de 10 anos.	53
Tabela 11 Caudal mínimo (A) e caudal máximo (B) usado na análise de sensibilidade ao evaporador.....	57
Tabela 12 Teor de sólidos mínimo (C) e máximo (B) usados na análise de sensibilidade ao evaporador.....	60
Tabela 13 Temperatura mínima (E) e máxima (F) usadas na análise de sensibilidade ao evaporador.....	61
Tabela 14 Pressão mínima (G) e máxima (H) usadas na análise de sensibilidade ao evaporador.	64

Tabela 15 Índices de custo para processos de diferentes naturezas	93
Tabela 16 Efeitos da variação do caudal de alimentação de licor.....	95
Tabela 17 Efeito da variação do teor de sólidos na alimentação de licor	95
Tabela 18 Efeito da variação da temperatura da alimentação de licor.....	96
Tabela 19 Efeito da variação pressão de saturação do vapor vivo	96

LISTA ABREVIATURA E SIGLAS

S	Caudal mássico de vapor fornecido ao sistema [kg/s]
V_i	Caudal mássico de vapor produzido no i-ésimo efeito r [kg/s]
F	Caudal mássico de licor fino alimentado ao sistema [kg/s]
L_i	Caudal mássico de licor negro à saída do i-ésimo efeito [kg/s]
x_f	Concentração percentual mássica inicial de sólidos no licor [kg/kg]
x_i	Concentração percentual mássica de sólidos no licor à saída do i-ésimo efeito [kg/kg]
y_i	Concentração percentual mássica de sólidos no licor à saída do i-ésimo efeito [kg/kg]
H_s	Entalpia vapor saturado fornecido ao sistema [kJ/kg]
H_v^i	Entalpia vapor saturado produzido pelo i-ésimo efeito [kJ/kg]
H_L^i	Entalpia licor à saída do [kJ/kg]
H_f	Entalpia do licor alimentado ao sistema [kJ/kg]
$\Delta H_{vap,s}$	Entalpia de vaporização do vapor saturado fornecido ao sistema [kJ/kg]
ΔH_{vap}^i	Entalpia de vaporização do vapor saturado fornecido ao i-ésimo efeito [kJ/kg]
T_i	Temperatura no i-ésimo efeito [°C]
T_f	Temperatura do licor á entrada do efeito [°C]
ΔT_i	Diferença de temperatura disponível no i-ésimo efeito [°C]
ΔT_T	Diferença global de temperatura disponível no evaporador [°C]
$T_{\Delta P}$	Diferença de temperatura devido a perdas de pressão [°C]
P_s	Pressão de saturação do vapor vivo fornecido ao evaporador [bar]
P_n	Pressão de saturação no último efeito [kPa]
U_i	Coeficiente de transferência de calor no i-ésimo efeito [W/(m ² °C)]
Q_i	Fluxo de calor transferido no i-ésimo efeito [kJ/h]
A_i	Área de transferência de calor [m ²]
A_m	Área de transferência de calor média [m ²]
C_{eb}	Custo equipamento base [€]
C_d	Custo diretos [€]
C_{ind}	Custo indiretos [€]
H	Horizonte de projeto [anos]
I_{base}	Índice de custo para o ano base [-]
I	Índice de custo para o ano de projeto [-]

LISTA DE SÍMBOLOS

τ_i Temperatura de ebulição do licor no i-ésimo efeito [$^{\circ}\text{C}$]

ρ Massa volúmica do licor negro [kg/cm^3]

1. MOTIVAÇÃO

Em todos os processos de produção de pasta branqueada, depois da etapa de crivagem da madeira, as aparas são alimentadas a um digestor com licor branco (químicos para o cozimento), com o objetivo de dissolver a lenhina, substância responsável pela agregação das fibras da madeira. Desta etapa, designada de cozimento, resulta uma pasta, chamada de pasta crua, livre de lenhina e um licor (licor negro) rico em lenhina que, depois de concentrado pode ser queimado e utilizado como biocombustível. Os produtos químicos do licor podem ainda ser recuperados e regenerados num novo licor (licor branco) a ser de novo utilizado no processo de cozimento.

A eficiente recuperação do licor negro constitui, por isso, uma mais valia ambiental e económica à indústria da celulose, não só pela sua utilização como fonte sustentável de energia, mas também pela poupança de matérias – primas e diminuição de resíduos.

De facto ao longo dos últimos anos verifica-se uma crescente aposta na utilização de biocombustíveis, representando, em Portugal, 74% do total de combustíveis consumidos por este sector. O mais utilizado destes combustíveis é o licor negro que representou em 2009, 84% dos biocombustíveis consumidos (CELPA, 2010).

A queima do licor negro apenas é possível se este contiver baixo teor de água, pois de outra forma o seu poder calorífico não é suficiente para evaporar todo o seu conteúdo em água. A prévia evaporação do licor negro é, portanto, uma etapa fundamental para o seu reaproveitamento. Uma vez que a evaporação do licor não produz receitas diretas, é importante que a implementação destas unidades consigam aliar a uma boa eficiência, um investimento económico o mais satisfatório possível.

Uma vez que as características do licor negro variam consoante o processo industrial de produção de pasta, as condições de dimensionamento de uma unidade de evaporação serão garantidamente diferentes. O trabalho, aqui desenvolvido, pretende construir um algoritmo de cálculo que permita o dimensionamento de evaporadores para concentração de licor negro com diferentes propriedades. Analisando os resultados, poder-se-á concluir quanto às características de evaporação que sejam economicamente mais

interessantes, conforme as propriedades de alimentação do licor (caudal, concentração de sólidos, temperatura, etc.).

2. INTRODUÇÃO

Em indústrias de pasta e papel, os processos de recuperação química, têm um contributo principalmente económico. Por um lado, as substâncias químicas são separadas dos compostos celulósicos dissolvidos e reutilizados no processo de produção da pasta, o que limita o consumo de químicos a perdas inerentes ao ciclo de produção. Por outro lado, o material orgânico presente no licor residual do cozimento, quando incinerado, liberta calor suficiente para a produção de vapor e energia elétrica. Indústrias de celulose modernas podem, de facto, ser energeticamente autossuficientes.

As principais etapas da recuperação químicas em unidades de produção de pasta de celulose estão ilustradas da Figura 1.

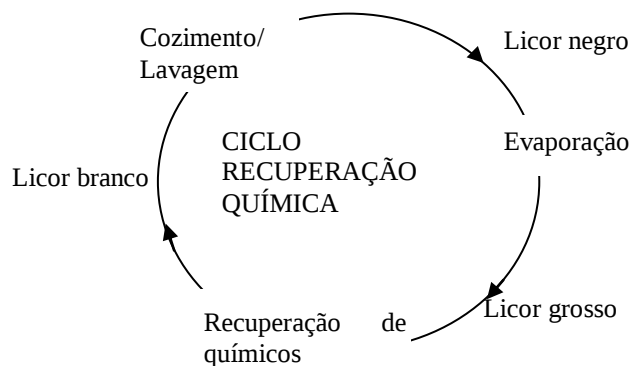


Figura 1 - Principais etapas do ciclo de recuperação de química
(adaptado de Sixta, 2006)

A produção de pasta começa pela dissolução dos compostos não celulósicos da madeira, como a lenhina, no licor de cozimento (licor branco). Durante a etapa de cozimento é consumida grande parte dos compostos inorgânicos do licor, originando-se, no final, um licor negro constituído principalmente por compostos orgânicos e inorgânicos, provenientes da madeira, e compostos inorgânicos, provenientes do licor branco.

Este licor é enviado para uma planta de evaporação onde é concentrado até ser apropriado para a combustão. O licor concentrado, vulgarmente designado por licor grosso, é enviado para a unidade de recuperação química, constituída por uma caldeira de recuperação e algumas instalações de preparação de licor de cozimento.

A caldeira tem como principal objetivo a separação dos compostos inorgânicos do licor grosso, e, em paralelo, gerar vapor pela combustão da sua matéria orgânica. Os compostos recuperados são reutilizados na preparação de novo licor de cozimento. (Sixta, 2006)

2.1. Evaporação do Licor Negro

Numa unidade de evaporação de licor negro, mais de 90% da água do licor negro é removida, obtendo-se no final da etapa o licor grosso. A separação da água é essencial pois confere ao licor maior poder calorífico. O licor negro contém entre 15 a 20% de matéria sólida seca, ou seja mais de 4/5 do licor é água. Com esta quantidade de água, o poder calorífico do material orgânico não é suficiente, sequer, para igualar o calor latente de vaporização da água no licor, sendo termodinamicamente impossível queimar o licor nestas condições. Depois da evaporação, o teor de matéria sólida é de cerca de 70 a 80%, aumentando significativamente o poder calorífico do licor.

Durante esta etapa, evapora-se principalmente água, mas, também, pequenas quantidades de compostos orgânicos com baixa pressão de vapor (tais como metanol e compostos orgânico sulfurosos). Esta mistura de água e compostos orgânicos, deixa o sistema de evaporação na fase condensada, e deve ser posteriormente separada em frações ricas em alguns dos componentes presentes. Uma vez que a água é o principal componente a ser evaporado e, uma vez que o seu calor de vaporização é bastante elevado, é importante que a vaporização seja realizada sob condições que promovam a eficiência energética.

Esta etapa é normalmente realizada em unidades de evaporação múltipla, podendo o último estágio de evaporação (com maior quantidade de matéria sólida), realizar-se numa unidade de evaporação separada.

Algumas unidades de evaporação típicas estão representadas nas figuras 2 e 3.

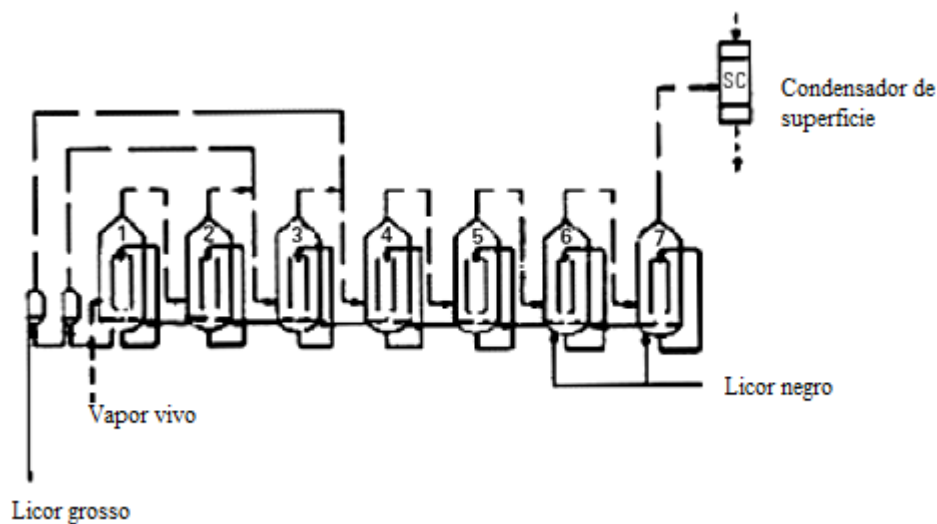


Figura 2 - Diagrama simplificado de uma planta de evaporação múltiplo-efeito de licor negro (adpatado de Theliander, 2009).

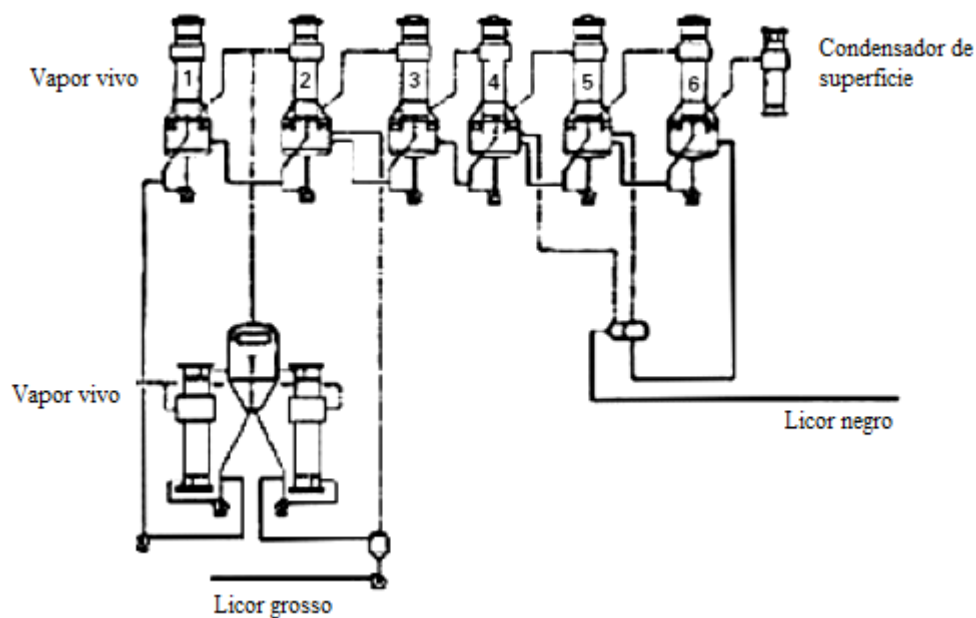


Figura 3 - Diagrama simplificado de uma planta de evaporação de licor negro (adaptado de Theliander, 2009).

2.1.1. Evaporadores

Presentemente, os evaporadores mais utilizados são maioritariamente do tipo filme descendente, com pratos ou tubos como elementos de aquecimento. No caso de licores de

alta viscosidade, ou licores com grande tendência a criar incrustações, também podem ser aplicados evaporadores de circulação forçada.

Os três principais tipos de evaporadores utilizados na concentração de licor negro são:

- Evaporador de *Kestner*, ou também conhecido como evaporador de tubos verticais longos (LTV), ilustrado na Figura 4. Este tipo de evaporador consiste num tubo de permuta de calor vertical, com um instrumento de separação do vapor formado do licor remanescente, montado do topo. O vapor de aquecimento condensa do lado exterior dos tubos, o calor libertado é transportado através do filme do condensado e da parede do tubo, sendo absorvido pelo licor negro. O calor absorvido aumenta a temperatura do licor negro até ao seu ponto de ebulição, sendo o calor remanescente utilizado na evaporação do licor.

O licor entra pelo fundo do evaporador e, se ele não estiver na temperatura de ebulição, considera-se que a primeira parte do permutador de calor é usada como pré-aquecedor, aumentando a sua temperatura até ao ponto de ebulição. À medida que o líquido sobe, a ebulição torna-se mais intensa, gerando-se um escoamento turbulento, que produz grandes taxas de transferência de calor.

Este tipo de evaporadores, pode ser usado na evaporação de licor com teores de sólidos até 50%, a partir dos quais a viscosidade se torna demasiado alta. É de realçar que este tipo de equipamento é relativamente sensível à formação de incrustações, o que impede a sua utilização para licores muito concentrados, daí serem cada vez menos usados na indústria da celulose (Theliander, 2009).

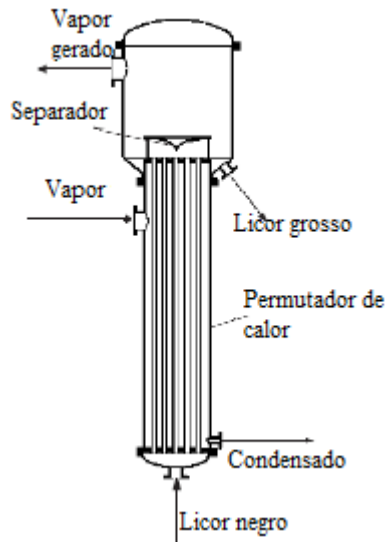


Figura 4 - Evaporador de Kestner de tubos compridos (adaptado de Theliander, 2009).

- Evaporador de circulação forçada. Estes evaporadores podem ser usados em licores negros, com alta concentração de sólidos (entre 50 a 70-8%), principalmente quando a viscosidade de licor negro é muito elevada. Este tipo de equipamento consiste num permutador de calor, numa câmara flash e numa bomba de circulação (Figura 5). De forma a evitar a formação de incrustações na superfície do permutador, este deve ficar localizado bem abaixo da câmara de flash. Assegura-se, assim, uma pressão alta no permutador, evitando a ebulição do licor nos tubos. Comparativamente ao evaporador de *Kestner*, no evaporador de circulação forçada o comprimento e diâmetro dos são menores (Theliander, 2009).

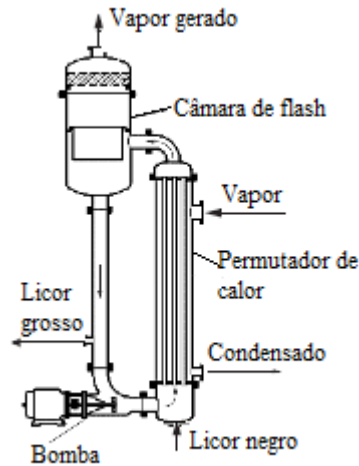


Figura 5 - Evaporador de circulação forçada (adaptado de Theliander, 2009).

- Evaporador de filme descendente (Figura 6). Os evaporadores de filme descendente são cada vez mais comuns, e atualmente o equipamento de referência na evaporação de licor negro, devido à sua viável utilização para todas as gamas de concentrações.

Nestes evaporadores a entrada do licor negro faz-se pelo topo, onde está instalado um dispositivo de distribuição do fluido, que deve molhar igualmente todos os tubos. Dentro dos tubos, aquecidos exteriormente por vapor, o filme de licor move-se no sentido descendente devido à gravidade. O vapor formado é arrastado pelo licor ao longo dos tubos, sendo separado do licor remanescente na base do evaporador. A maior preocupação neste tipo de evaporadores prende-se com a distribuição do líquido no topo do tubos, ou seja a criação de um filme contínuo e uniforme (Theliander, 2009). Quando se pretende uma razão de evaporação elevada, uma parte do líquido concentrado é reciclada ao evaporador para assegurar que os tubos sejam suficientemente molhados (Coulson, 2002).

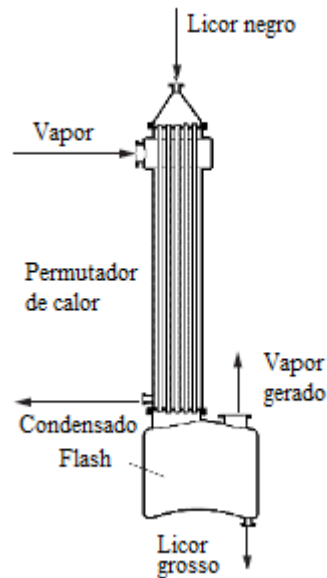


Figura 6 - Evaporador de filme descendente (adaptado de Theliander, 2009).

2.1.2. Fundamentos Teóricos da Evaporação

O desempenho de um evaporador é determinado, pelo fluxo de calor transferido, Q . O calor transferido, tal como enunciado na equação (1), depende do coeficiente de transferência global de calor, U , da superfície de transferência, A , e da diferença efetiva de temperatura, ΔT .

$$Q = U A \Delta T \quad (1)$$

A diferença efetiva de temperatura, corresponde à diferença entre a temperatura de saturação do vapor de aquecimento e a temperatura de saída do licor, menos a elevação do ponto de ebulição, EPE.

$$\Delta T = T_{\text{vapor}} - T_{\text{licor}} - EPE \quad (2)$$

A. Elevação do ponto de ebulição

A elevação do ponto de ebulição resume-se na diferença entre a temperatura de ebulição de uma solução e a temperatura de ebulição do solvente puro à mesma pressão, ou seja, neste caso a EPE é a diferença entre a temperatura de ebulição do licor negro e a da água pura à mesma pressão (Coulson, 2002).

De acordo com a lei de Raoult, a pressão de vapor de um solvente diminui proporcionalmente com a concentração molar do soluto, ou seja, a elevação do ponto de ebulição do licor aumenta com o teor de sólidos. A EPE pode atingir valores próximos de 30°C para licores concentrados, com cerca de 80% de matéria sólida (Sixta, 2006). A relação entre a EPE e o teor de sólidos está ilustrada graficamente na Figura 7.

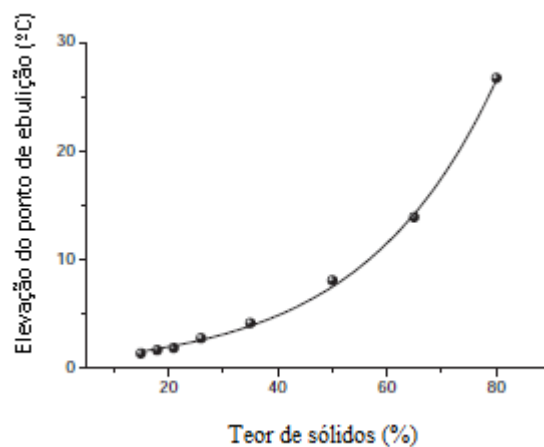


Figura 7 Elevação do ponto de ebulição, EPE, em função do teor de matéria sólida (adaptado de Sixta, 2006).

Os compostos inorgânicos (como sódio, potássio, etc) constituem mais de 90% do soluto, portanto a EPE é maioritariamente influenciada pela concentração de sais no licor negro. Este parâmetro é muito importante para avaliar a eficiência dos evaporadores.

Costa (2000), utilizando dados empíricos de várias soluções de licor negro, desenvolveu uma equação que relaciona o valor de EPE do licor com a sua percentagem de matéria sólida, x . A equação (3) ilustra essa relação, conseguindo descrever 96,68% da variabilidade experimental estudada, sendo os valores preditos próximos dos valores experimentais, apresentando um erro médio de 0,06 K, com um desvio padrão de 1,52K.

$$EPE = 1,0099140e^{3.940961 x} \quad (3)$$

B. Coeficiente de transferência de calor

O coeficiente de transferência de calor, U , depende da configuração do evaporador, das propriedades do licor (especialmente do seu teor de sólidos e viscosidade), e do potencial de formação de incrustações na superfície dos permutadores. Coeficientes de transferência típicos para evaporadores de filme descendente, apresentam valores entre 700 e 2000 W/(m²K), estando os valores mais baixos relacionados com altas concentrações de sólidos (Sixta, 2006).

Em 2007, Bhargava et al desenvolveram uma equação empírica que traduz o coeficiente de transferência de calor global em cada efeito de um evaporador com 7 efeitos e com alimentação em contra corrente. Observa-se na correlação proposta que U é função do gradiente de temperatura e dos valores médios de concentração e caudal de licor para cada efeito.

$$\frac{U}{2000} = a \left(\frac{\Delta T}{40} \right)^b \left(\frac{x_{\text{médio}}}{0.6} \right)^c \left(\frac{L_{\text{médio}}}{25} \right)^d \quad (4)$$

$x_{\text{médio}}$ e $F_{\text{médio}}$ são determinados pela média entre os valores de entrada e saída respetivos, e a , b , c e d são constantes empíricas. Da avaliação cuidadosa dos dados, os autores, concluíram que o comportamento de U , no primeiro e segundo efeito, era totalmente diferente dos restantes. Os valores de U , para estes dois efeitos eram substancialmente mais baixos devido à elevada concentração de sólidos nestes efeitos (43 a 53%). De facto, considera-se ser na vizinhança de 48% de concentração de sólidos que a formação de incrustações tem início.

Deste modo, foi necessário criar duas correlações diferentes, uma para os dois primeiros efeitos, com concentrações mais elevadas, e outra para os restantes efeitos. O tratamento dos dados permitiu atribuir diferentes valores às constantes a, b, c , consoante o número do efeito.

Tabela 1 - Constantes empíricas para determinação do coeficiente de transferência térmica
(Bhargava et al, 2008)

Número efeito	A	b	c	d
1 e 2	0.0604	-0.3717	-1.227	0.0748
3,4,5,6,7	0.1396	-0.7949	0.0	0.1673

Como vimos atrás o coeficiente de transferência térmica pode ser dado por:

$$\frac{U}{2000} = a \left(\frac{\Delta T}{40} \right)^b \left(\frac{x_{\text{médio}}}{0.6} \right)^c \left(\frac{F_{\text{médio}}}{25} \right)^d \quad (5)$$

Assim, considera-se que para efeitos (ou evaporadores simples) que concentrem licor com teor de sólidos superior a 48% deve aplicar-se a equação (6) e para os restantes a equação(7).

$$\frac{U}{2000} = 0.0604 \left(\frac{\Delta T}{40} \right)^{-0.3717} \left(\frac{x_{\text{médio}}}{0.6} \right)^{-1.227} \left(\frac{F_{\text{avg}}}{25} \right)^{0.0748} \quad (6)$$

$$\frac{U}{2000} = 0.1396 \left(\frac{\Delta T}{40} \right)^{-0.7949} \left(\frac{F_{\text{médio}}}{25} \right)^{0.1673} \quad (7)$$

2.1.3. Formação de Incrustações

À medida que a concentração aumenta durante a evaporação, as incrustações formadas nas superfícies dos permutadores do lado do licor, podem ser causadas pela precipitação dos compostos orgânicos e inorgânicos do licor. Dentro dos compostos inorgânicos, com tendência para formar incrustações, estão os carbonatos de cálcio, sais de sódio, silicatos e oxalatos. Também temperaturas altas, e concentrações altas de fibras no licor aceleram a formação destas incrustações (Sixta, 2006).

A formação de incrustações, apresenta-se como um sério problema pois o coeficiente de transferência de calor diminui rapidamente com o aumento da espessura dessas incrustações. Isto é, o calor transferido pela parede do permutador têm ainda de atravessar a espessura das incrustações.

Uma vez que, a condutividade térmica das incrustações é muito menor que material metálico dos tubos dos permutadores (100 – 1000 vezes menores), o coeficiente de transferência de calor é significativamente influenciado, até para camadas de incrustações muito finas. Por exemplo, se a condutividade térmica das incrustações for 1000 vezes menor que a do material dos permutadores, uma camada com uma espessura de 10 μm , irá baixar o coeficiente de transferência em 10%. A queda de temperatura entre o lado do vapor e do licor, devido à formação de incrustações, está representada na Figura 8 (Theliander, 2009).

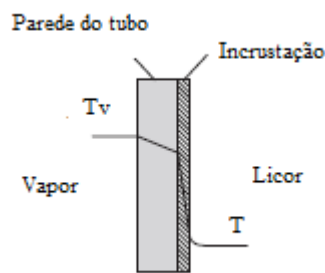


Figura 8 - Esquema representativo do perfil de temperatura num tubo com incrustações (adaptado de Theliander, 2009).

O tipo de equipamento utilizado é de grande importância na determinação da magnitude dos problemas causados pelas incrustações. Efeitos piores sentem-se principalmente no evaporador de Kestner, pelo facto de a concentração e temperatura do licor serem mais elevadas na parte superior do equipamento. Tanto os evaporadores de filme descendente, como de circulação forçada, são desenhados para funcionar com condições de temperatura e concentração uniformes na proximidade da superfície de transferência de calor, reduzindo a formação de incrustações. No entanto, formar-se-ão sempre incrustações nos dois tipos de equipamentos, mas de menor magnitude que nos evaporadores de Kestner.

2.1.4. Evaporação em Múltiplo-efeito

A utilização de evaporadores de múltiplo - efeito permite melhorar a qualidade de funcionamento de um evaporador de efeito simples, quer pela diminuição direta do consumo de vapor de água, quer pela melhor eficiência da unidade em conjunto.

Comparada com evaporação em efeito simples, no caso da evaporação em múltiplo – efeito, apenas uma fração de vapor vivo é necessária para evaporar a mesma quantidade de água.

Uma planta de evaporação em múltiplo efeito, como a ilustrada na Figura 9, consiste em vários efeitos ligados em série, de tal forma que o calor gerado num efeito é usado como fonte de aquecimento do efeito seguinte. A exceção está no primeiro efeito, que utiliza vapor vivo com fonte de calor. Isto significa que energia libertada pela condensação do vapor vivo usado neste efeito, é reutilizada nos efeitos seguintes. Esta é a tática para o uso eficiente de energia numa planta de evaporação: maior número de unidades maior eficiência demonstrada.

Com este arranjo cada efeito opera a pressão mais baixa que aquele que o precede, funcionando como um único evaporador, cujo decréscimo de temperatura ao longo da secção de aquecimento corresponde a uma perda de pressão nesse efeito.

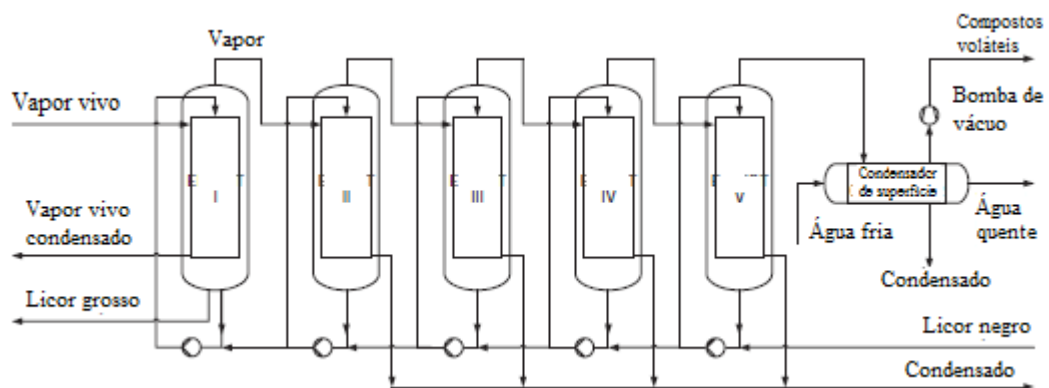


Figura 9 - Princípio de funcionamento de um evaporador de múltiplo – efeito, demonstrado numa unidade de 5 efeitos (adaptado de Sixta, 2006).

Uma vez que no exemplo da Figura 9, o licor negro é alimentado no último efeito, o vapor libertado por esse efeito contém a maior parte dos compostos voláteis do licor. Estes compostos são separados do vapor, num condensador de superfície, sendo o condensado resultante (designado de condensado limpo) usado usualmente como substituto de água, por exemplo na lavagem da pasta.

Quando o licor negro tem de ser concentrado a aproximadamente 75%, a respetiva elevação do ponto de ebulição pode implicar a utilização de vapor de média pressão. O

efeito onde se opera licor mais concentrado, e que corresponde normalmente ao primeiro efeito da série, é designado também de concentrador, incorporando muitas vezes dois ou três unidades, devido à frequente necessidade de limpeza do efeito. Também os restantes efeitos, poderão precisar de ser periodicamente limpos. Dependendo do modo de limpeza, a bateria de efeitos, pode necessitar de incorporar mais um efeito, para alternar com a lavagem dos restantes efeitos.

A economia de vapor num evaporador de múltiplo-efeito depende, maioritariamente, do número de efeitos e da temperatura do licor negro na alimentação. Outros fatores que influenciam a economia são, por exemplo, o uso da energia residual contida nos condensados através da utilização de câmaras de flash, ou a introdução de rotinas de limpeza para remoção de incrustações.

Unidade de evaporação típicas utilizadas na indústria da celulose, compreendem entre cinco a sete efeitos, e têm consumos elevado de vapor vivo, entre 0.17 a 0.25 toneladas de vapor por toneladas de água evaporada (Sixta, 2006).

A. Métodos de alimentação

Um dos métodos de alimentação de um evaporador de múltiplo efeito é bombear o licor negro para o primeiro efeito, seguindo este, por sua vez, para os efeitos seguintes. Este método é conhecido como alimentação para a frente, ou alimentação em coocorrente, visto que a alimentação de licor se faz no mesmo efeito que o vapor de água e percorre a unidade no mesmo sentido que o vapor. Neste caso a concentração de licor aumenta desde o primeiro até ao último efeito. O transporte de licor desde a alimentação até ao último efeito pode realizar-se sem auxílio de bombas uma vez que o fluxo é no sentido do decréscimo de pressão.

O método mais comum em plantas modernas, é utilização de alimentação em contracorrente (Figura 10) , na qual o licor é alimentado ao último efeito, e depois bombeado pelos sucessivos efeitos até ao primeiro. Este método requer a utilização de bombas para assegurar o transporte do licor entre efeitos, uma vez que o sentido do seu fluxo é de baixas para altas pressões. A alimentação para a frente usualmente apresenta maior capacidade de evaporação que a anterior, principalmente no caso de licores viscosos, mas leva a menor economia quando a alimentação for fria (Coulson, 2002).

Este tipo de alimentação é bastante vantajosa na concentração de licor, pois o efeito alimentado com vapor vivo é justamente aquele que opera com licor mais concentrado, logo com um ponto de ebulição mais elevado.

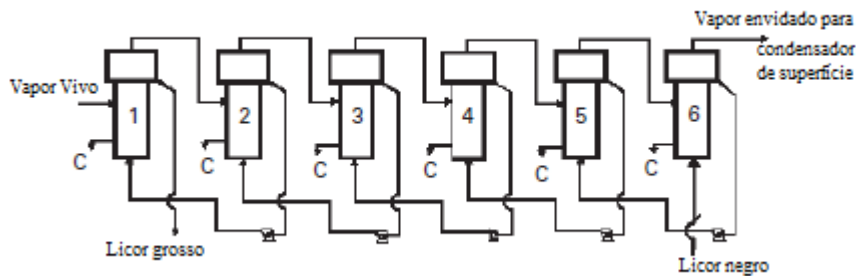


Figura 10 - Esquema representativo de um evaporador de múltiplo - efeito com alimentação em contracorrente (adaptado de Theliander, 2009) .

B. Número máximo de efeitos

O número máximo de efeitos, que pode ser usado numa unidade de evaporação, é determinado pela temperatura de saturação do vapor vivo, a temperatura de saturação do último efeito, a elevação do ponto de ebulição e a perda de pressão ao longo das tubagens, válvulas, etc. A elevação do ponto de ebulição leva a que o vapor formado se torne superaquecido, apresentando propriedades semelhantes às de um gás. O fluxo de calor entre um gás (vapor superaquecido) e a parede do permutador é muito menor do que o trocado entre vapor condensado. Tal deve-se ao facto de, quando o vapor superaquecido é arrefecido, o coeficiente de transferência de calor diminui mais de duas ordens de magnitude. Assim, se vapor superaquecido for usado como meio de aquecimento, uma parte significativa da área de transferência de calor disponível será utilizada para arrefecer o vapor até à sua temperatura de saturação. Esta situação não é economicamente viável, no entanto em alguns situações ela é contornada, através do arrefecimento do vapor superaquecido antes de entrar no permutador de calor. Esse arrefecimento é normalmente conseguido, injetando condensado saturado no vapor superaquecido. Dessa forma, o calor necessário para evaporação do condensado é retirada ao vapor, diminuindo a sua temperatura até à temperatura de saturação.

Diferentes tipos de perdas de pressão produzem o mesmo resultado que a elevação do ponto de ebulição (por exemplo diminuição da diferença de temperatura total disponível

para evaporação). Isto é muito importante no dimensionamento das tubagens de transporte de vapor. Num evaporador, diferença total de temperatura pode ser calculada através da equação (8) .

$$\Delta T_{\text{total}} = T_s - T_n - \sum_{i=1}^n EPE_i - \sum_{i=1}^n T_{\Delta P} \quad (8)$$

Esta equação demonstra que se a elevação do ponto de ebulição e/ou a queda de temperatura devido a perdas de pressão $T_{\Delta P}$, se tornarem demasiado elevadas a diferença de temperatura pode, teoricamente, ser negativa. Na prática isto não acontece, pois a diferença de temperatura disponível deve ser sempre positiva. Contudo, na prática, o aumento dessas duas parcelas, resulta num aumento da área de transferência de calor, ou seja um aumento do custo de investimento.

Uma vez que a elevação do ponto de ebulição se deve à presença de iões, ela verificar-se-á sempre que licor negro seja evaporado. No entanto, minimizando a concentração de sais no licor, minimiza-se também a elevação do ponto de ebulição. É também importante ter especial atenção na minimização das perdas de pressão do vapor nas tubagens (Theliander, 2009).

C. Número Ótimo de Efeitos do Evaporador

Num evaporador de múltiplo efeito a capacidade total do sistema de evaporação não é maior que a de um efeito simples com a mesma área de aquecimento e a funcionar com as mesmas condições terminais. A quantidade de água evaporada por unidade de área em n efeitos é aproximadamente $1/n$ daquela verificada num efeito simples. Além disso, a elevação do ponto de ebulição diminui a queda de temperatura disponível em cada efeito reduzindo, também a sua capacidade.

Ainda assim, um evaporador de múltiplo-efeito continua a ser muitas vezes mais económico. Uma vez que o custo de um evaporador, por metro quadrado de superfície, aumenta assintoticamente com a área total tornando-se num valor constante, para se atingir um determinado objetivo de evaporação, o custo da superfície de troca de calor deve ser equilibrado com os custos de vapor.

D. Eficiência Energética do Sistema

A eficiência energética de um evaporador de múltiplo-efeito quantifica-se através da capacidade da planta em gerar vapor por forma a diminuir a quantidade de vapor vivo a introduzir no primeiro efeito. Existem, duas definições muito úteis para descrever essa eficiência: a economia de calor (equação (9)), ou seja a quantidade de energia que é necessária para evaporar cada kg de água, e economia de vapor (equação (10)), isto é, a quantidade de água evaporada por kg de vapor fornecido.

$$Economia_{calor} = E_Q = \frac{\text{Calor fornecido}}{\text{Quantidade evaporada}} = \frac{Q_1}{\sum_{i=1}^n V_i} (kJ/kg) \quad (9)$$

$$\begin{aligned} Economia_{vapor} = E_v &= \frac{\text{Quantidade evaporada}}{\text{Quantidade vapor vivo fornecido}} \\ &= \frac{\sum_{i=1}^n V_i}{S} (kg/kg) \end{aligned} \quad (10)$$

3. DIMENSIONAMENTO DE EVAPORADORES DE EFEITO SIMPLES

Considerando o evaporador ilustrado na Figura 11, desenvolver-se-á ao longo deste capítulo um esquema de cálculo que permite o dimensionamento de evaporadores com a mesma configuração, a trabalharem com quaisquer condições de operação para concentrar licores com propriedades específicas.

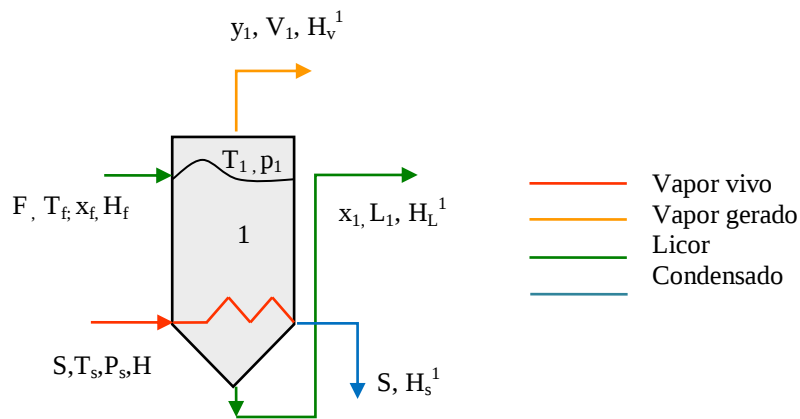


Figura 11 Esquema de correntes de um evaporador simples

3.1. Balanços Mássicos

3.1.1. Balanço mássico Global ao Evaporador

O balanço mássico global ao sistema é dado por:

$$F = L_{\text{out}} + V_{\text{out}} \quad (11)$$

3.1.2. Balanço Mássico Global ao Solute

Particularizando o balanço mássico ao soluto tem-se que:

$$x_f F = x_{\text{out}} L_{\text{out}} + y_{\text{out}} V_{\text{out}} \quad (12)$$

Considerando que o soluto não é volátil ($y_{out} = 0$), então:

$$x_f F = x_{out} L_{out} \quad (13)$$

Fixando o valor de x_{out} , L_{out} é dado por:

$$L_{out} = \frac{x_f F}{x_{out}} \quad (14)$$

Substituindo L_{out} em (11) determina-se a quantidade total de água a evaporar.

$$V_{out} = F - L_{out} \quad (15)$$

3.2.Diferença Total de Temperatura no Evaporador, ΔT_{total}

Tal como estudado no item B, desprezando as quedas de temperatura devido a perdas de pressão, a diferença de temperatura total disponível no evaporador é dada por.

$$\Delta T = T_s - T - EPE \quad (16)$$

Uma vez que a pressão de vapor de uma substância é função da sua temperatura, então, conhecendo-se a pressão de vapor vivo da alimentação e a pressão a que se pretende que trabalhe o último evaporador, é possível determinar T_s e T respetivamente. Embora exista um grande número de equações que permite este cálculo, a equação de Antoine é a mais satisfatória, uma vez que integra três constantes (A, B, C) que permitem o seu uso para um grande número de espécies e regiões de temperatura mais elevadas (Perry & Green, 1999).

A forma analítica da equação de Antoine é:

$$\ln P^{sat} = A - \left(\frac{B}{T + C} \right) \quad (17)$$

Tento em conta a gama de temperaturas a que normalmente se opera nestes sistema de evaporação (entre 100 a 200°C), é recomendável a utilização dos seguintes coeficientes de Antoine.

Tabela 2 Coeficientes de Antoine para P (bar) e T (K) (NIST,2012)

A	3.55959
B	643.748
C	- 198.043

Substituindo os coeficientes na equação de Antoine obtém-se a seguinte relação

$$\log_{10} P^{sat} = 3.55959 - \left(\frac{643.74}{T - 198.043} \right) \quad (18)$$

Reorganizando a equação em ordem à temperatura tem-se que:

$$T = \left(-\frac{643.748}{\log_{10} P^{sat} - 3.55959} + 198.043 \right) \quad (19)$$

3.3. Balanço Energético ao Evaporador

A determinação do caudal de vapor vivo, que assegure a concentração do licor, faz-se por intermédio do balanço energético ao sistema.

Assim considerando o princípio da conservação de energia:

$$\sum energia_{entrada} = \sum energia_{saida} \quad (20)$$

Aplicando às correntes do evaporador:

$$\begin{aligned} E_{alimentação\ vapor} + E_{alimentação\ licor} \\ = E_{vapor\ libertado} + E_{licor\ concentrado} + E_{condensado} \end{aligned} \quad (21)$$

Ou seja:

$$SH_s + FH_f = V_{out}H_v^{out} + L_{out}H_L^{out} + SH_s^{ou} \quad (22)$$

$$S(H_s - H_s^{out}) + FH_f = V_{out}H_v^{out} + L_{out}H_L^{out} \quad (23)$$

Uma vez que:

$$H_s - H_s^{out} = -\Delta H_{condensação} = \Delta H_{vaporização} \quad (24)$$

Então substituindo a equação (24) em (23) tem-se que:

$$S\Delta H_{vap,s} + FH_f = V_{out}H_v^{out} + L_{out}H_L^{out} \quad (25)$$

$$S = \frac{V_{out}H_v^{out} + L_{out}H_L^{out} - FH_f}{\Delta H_{vap,s}} \quad (26)$$

3.3.1. Entalpia do Licor Negro

Harvin e Brown (1953) concluíram que a entalpia do licor negro está relacionada com a sua temperatura de ebulição, τ , e teor de sólidos, x . Com base nesta teoria demonstraram que a equação (27) descrevia uma grande parte do universo de resultados.

$$H(\tau, x) = 3963.6\tau - 1094968.28 + 0.165\tau^2 - 4044.40x\tau + 1004749.77x + 1.34x\tau^2 \quad (27)$$

Sendo τ dado por:

$$\tau_1 = T_s - \Delta T_1 \quad (28)$$

3.3.2. Entalpias do Vapor Saturado e Entalpia de Vaporização

Admitindo que o soluto é não-volátil, então o vapor resultante da vaporização é água praticamente pura.

A água pura pode coexistir como líquido e vapor somente nos pares de temperatura pressão que pertencem à curva de equilíbrio líquido-vapor (ELV). A pontos P-T acima da linha ELV (mas à direita da curva de equilíbrio líquido-sólido), água está na forma de líquido sub-arrefecido. A pontos na curva ELV, água pode ser um líquido saturado, um vapor saturado ou uma mistura de ambos. A pontos abaixo da curva ELV, água é um vapor superaquecido.

Existem várias tabelas de vapor de água entre elas a tabela de vapor saturado que apresenta as propriedades de água líquida saturada e vapor saturado desde 0,01°C (ponto

triplo da água) até 102°C. As propriedades presentes nesta tabela podem ser determinadas diretamente para cada temperatura tabelada , e por interpolação para temperaturas intermediárias, sendo elas:

- A pressão em bar a uma dada temperatura sobre a curva ELV
- Os volumes específicos de água líquida e vapor saturado
- As energias internas específicas da água líquida saturada e vapor saturado
- As entalpias específicas, da água líquida saturada e do vapor saturado e a diferença destas quantidades, conhecida como entalpia de vaporização.

Tendo em conta o tipo de abordagem do cálculo neste trabalho propõe-se a utilização de um função em linguagem Matlab, *X Steam* (Holmgren, 2006), que se apresenta como uma alternativa perfeita ao uso de tabelas dinamizando as rotinas de cálculo. Esta função baseia-se na "International Association for Properties of Water and Steam Industrial Formulation 1997" (IAPWS IF-97). Esta função permite o cálculo das entalpias específicas do vapor saturado, H_v , e entalpias de vaporização, ΔH_{vap} para cada corrente, com base nas temperaturas saturação respetivas.

3.3.3. Coeficiente de Transferência de Calor

Consoante a concentração média do licor no evaporador o coeficiente de transferência de calor, pode ser estimada utilizando a equação (7) ou a equação (6) previstas por Costa (2002), e enunciadas na página 11.

3.3.4. Área de Transferência

Tendo em conta o balanço energético enunciado na equação (25) a quantidade de calor transferida no primeiro efeito é dada por:

$$Q_1 = S \Delta_{vap,s} \quad (29)$$

Recordando que o fluxo de calor transferido é também dado por:

$$Q_1 = U_1 A_1 \Delta T_1 \quad (30)$$

Reorganizando a expressão em ordem área de transferência de calor, tem-se que:

$$A_1 = \frac{Q_1}{U_1 \Delta T_1} \quad (31)$$

4. DIMENSIONAMENTO DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLO-EFEITO

No dimensionamento de evaporadores de múltiplo-efeito, os resultados desejados são, a quantidade de vapor necessário alimentar, a área de secção de aquecimento necessária, as temperaturas aproximadas em cada efeito e a quantidade de vapor que deixa o último efeito. Para um evaporador simples o cálculo destas quantidades faz-se através de balanços de matéria e energia, no entanto num evaporador de múltiplo efeito é usado um método de tentativa-erro.

A unidade de evaporação que se pretende projetar consiste num bateria de n efeitos em que licor e vapor circulam em contracorrente tal como ilustrado na Figura 12. Com esta configuração pretende-se maximizar a economia de vapor assim como a eficiência da evaporação. Para tal cada efeito utiliza o vapor gerado pelo anterior, com exceção do primeiro efeito, que é alimentado com vapor vivo.

Os métodos considerados no dimensionamento do evaporador de efeito simples, para estimar as propriedades físicas do licor (elevação do ponto de ebulição e entalpia), assim calcular as propriedades do vapor (temperatura de saturação, entalpia do vapor e entalpia de vaporização), devem ser transpostas para o dimensionamento do evaporador de múltiplo-efeito.

Para efeitos de cálculo considera-se um evaporador de múltiplo-efeito, com n efeitos, com alimentação em contracorrente e alimentado no primeiro efeito com vapor vivo, tal como representado na Figura 12. A rotina de cálculo apresentada permite dimensionar um qualquer evaporador com n efeitos, para diferentes condições de operação e alimentação de licor.

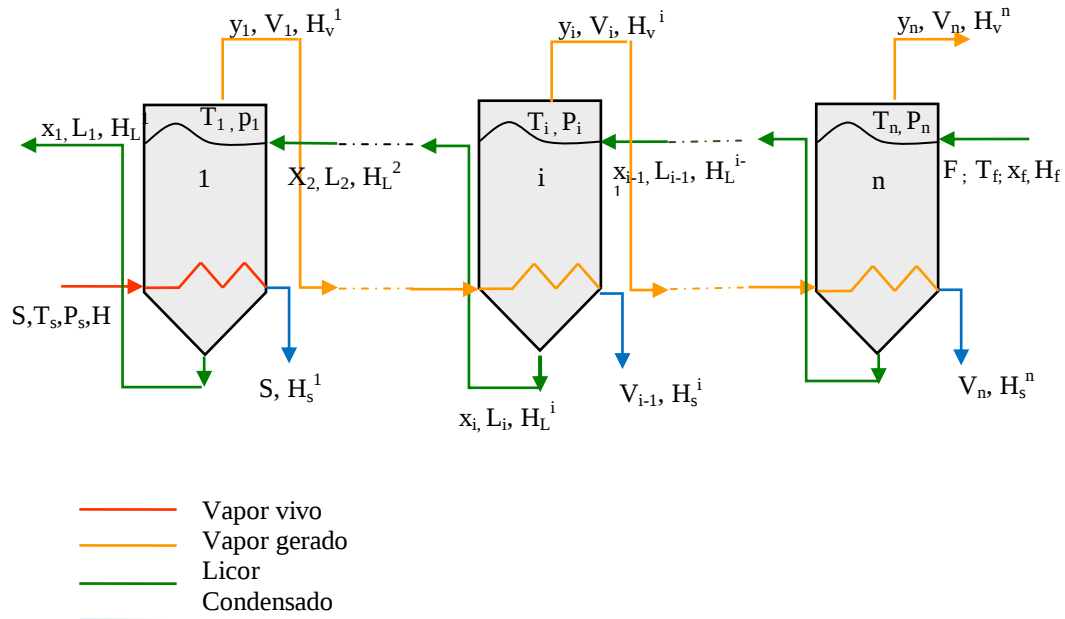


Figura 12 Esquema de correntes de um evaporador de múltiplo efeito.

Seguindo a prática comum a numeração dos efeitos é feita na direção do vapor. Desta forma S, representa o vapor de serviço que alimenta o primeiro evaporador, que por sua vez produz vapor, V_1 , para aquecimento do vapor seguinte, e assim sucessivamente. A pressão de operação de cada evaporador decresce desde o primeiro até ao último, que está ligado a um sistema de vácuo.

4.1.1. Caracterização dos Fluxos de Matéria ao Longo do Evaporador

A determinação dos caudais e composição do licor e vapor em cada corrente faz-se recorrendo a balanços de matéria.

A. Balanços global ao evaporador:

$$F = L_1 + \sum_{i=1}^n V_i \quad (32)$$

B. Balanço global ao soluto:

$$x_f F = x_1 L_1 + \sum_{i=1}^n y_i V_i \quad (33)$$

Considerando que o soluto não é volátil, então:

$$x_f F = x_1 L_1 \quad (34)$$

Ou seja:

$$L_1 = \frac{x_f F}{x_1} \quad (35)$$

Substituindo L_1 em (33) obtém-se a quantidade total de água a evaporar.

$$\sum_{i=1}^n V_i = F - L_1 \quad (36)$$

Admitindo numa primeira aproximação que cada efeito vaporiza o mesmo caudal de água então:

$$V_1 = \dots = V_n = \frac{\sum_{i=1}^n V_i}{n} \quad (37)$$

C. Balanço mássico global a cada efeito

Para o último efeito tem-se que:

$$L_n = F - V_n \quad (38)$$

$$x_n = \frac{x_f F}{L_n} \quad (39)$$

E para os restantes efeitos que:

$$L_i = L_{i+1} - V_i \quad (40)$$

$$x_i = \frac{(x_{i-1} * L_{i-1})}{L_i} \quad (41)$$

A equação (40) pode também escrever-se em relação ao caudal do produto, L_1 , e ao vapor gerado, V_i :

$$L_i = L_1 + (i - 1) * V_i \quad (42)$$

4.1.2. Caracterização Energética das Correntes ao Longo do Evaporador

A. Elevação do Ponto de Ebulição do Licor, EPE_i

Partindo do conceito de EPE, e considerando que o licor à saída de um qualquer efeito é igual à temperatura de ebulição nesse efeito, ou seja, igual à temperatura do vapor gerado então:

$$EPE_i = \tau_i - T_i \quad (43)$$

Utilizando a equação (3) pode estimar-se o valor de EPE_i para cada efeito:

$$EPE_i = 1,0099140e^{3.940961 x_i} \quad (44)$$

B. Variação Total de Temperatura no Sistema, T_{total}

Considerando a variação de temperatura global do sistema de evaporação como a soma da variação de temperatura para cada efeito de sistema então:

$$\sum_{i=1}^n \Delta T_i = \Delta T_1 + \dots + \Delta T_n = (T_s - \tau_1) + (T_1 - \tau_2) + \dots + (T_{n-1} - \tau_n) \quad (45)$$

Reorganizando a equação (43) em ordem a τ_i e substituindo o seu valor nesta equação tem-se que:

$$\begin{aligned} \sum_{i=1}^n \Delta T_i = & (T_s - T_1 - EPE_1) + (T_1 - T_2 - EPE_2) + \dots \\ & + (T_{n-1} - T_n - EPE_n) \end{aligned} \quad (46)$$

Simplificando a equação anterior:

$$\sum_{i=1}^n \Delta T_i = T_s - T_n - \sum_{i=1}^n EPE_i \quad (47)$$

Mais uma vez sabendo que pressão de vapor de uma substância é função da sua temperatura, T_s e T_n devem calcular-se a partir da equação de Antoine (equação (19)).

C. Variação de Temperatura em cada Efeito, ΔT_i

Negligenciando a quantidade de calor necessária para aquecer a alimentação até ao ponto de ebulição, pode considerar-se que praticamente todo o calor transferido através da superfície de cada efeito, A_i , surge como calor latente no vapor que deixa esse efeito e é usado como vapor de água para aquecer o segundo efeito (McCabe, 1993). Portanto:

$$Q_1 = \dots = Q_i = \dots = Q_n \quad (48)$$

Uma vez que:

$$Q_i = A_i U_i \Delta T_i \quad (49)$$

Então:

$$A_1 U_1 \Delta T_1 = \dots = A_i U_i \Delta T_i = \dots = A_n U_n \Delta T_n \quad (50)$$

Na prática, por questões comerciais e para não elevar os custos do investimento, as características dos efeitos, como a sua área de transferência de calor, devem ser o mais semelhante possível, então:

$$U_1\Delta T_1 = \dots = U_i\Delta T_i = \dots = U_n\Delta T_n \quad (51)$$

Daqui conclui-se que num evaporador de múltiplo efeito as diferenças de temperatura para cada efeito são inversamente proporcionais aos coeficientes de transferência de calor.

Seja.

$$\sum_{i=1}^n \Delta T_i = \Delta T_{total} \quad (52)$$

Então relacionando a equação (52) com o conceito expresso na equação (51), obtém-se a relação seguinte para a variação de temperatura em cada efeito.

$$\Delta T_i = \Delta T_{total} \frac{\frac{1}{U_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{U_i}} \quad (53)$$

a. Coeficiente de Transferência Térmica para cada Efeito

Como enunciado atrás, o coeficiente de transferência em cada efeito, é função do seu caudal e da diferença de temperaturas a que ele opera, utilizando para prever esse coeficiente a equação (7). Existe no entanto uma situação particular, para efeitos cujo propósito seja concentrar licores com um teor de sólidos superior a 48%, situação essa em que se deve utilizar a equação (6), uma vez que o coeficiente U, depende também desse teor de sólidos.

Uma vez que a ambas as equações dependem da variação de temperatura no efeito, e esta por sua vez depende também de U (equação (53)) é necessário resolver as duas equações iterativamente até obter resultados concordantes. Tendo calculado, anteriormente,

o valor de variação global de temperatura para o evaporador, a aproximação inicial para a primeira iteração será igual a:

$$\Delta T_i = \frac{\Delta T_{global}}{n} \quad (54)$$

Com esta aproximação calculam-se os primeiros valores de U. Substituindo esses resultado na equação (53) obtêm-se novas diferenças de temperatura. O processo iterativo continua, recalculando U com novos ΔT_i , e só termina quando os novos resultado de ΔT_i forem iguais às aproximações dadas. .

D. Temperatura de ebulição para cada efeito, T_i

Aplicando o conceito de elevação do ponto de ebulição, visto anteriormente, aos valores de ΔT_i determinados, e conhecendo T_s facilmente se calcula T_1 e consequentemente as restantes temperaturas de ebulição para todos os n efeitos.

Assim para o primeiro efeito tem-se que a temperatura de ebulição do licor é igual a:

$$\Delta T_1 = (T_s - \tau_1) \Leftrightarrow \tau_1 = T_s - \Delta T_1 \quad (55)$$

E a temperatura do primeiro efeito:

$$T_1 = \tau_1 - EPE_1 \quad (56)$$

Por analogia para os restantes efeitos tem-se que:

$$\tau_i = T_{i-1} - \Delta T_i \quad (57)$$

$$T_i = \tau_i - EPE_i \quad (58)$$

4.1.3. Resolução do Balanço Energético do Evaporador

Uma vez que, cada efeito se comporta como um evaporador simples, então a resolução de balanços energéticos aos vários efeitos permite determinar os caudais de licor produzidos, assim, como o vapor consumido e gerado ao longo do evaporador.

Como exemplo toma-se o primeiro efeito da bateria de evaporadores:

$$SH_s + L_2 H_L^2 = V_1 H_v^1 + L_1 H_L^1 + SH_s^1 \quad (59)$$

Recordando que:

$$H_s - H_s^1 = \Delta H_{\text{vaporização}} \quad (60)$$

Então:

$$S \Delta H_{\text{vap},s} + L_2 H_L^2 = V_1 H_v^1 + L_1 H_L^1 \quad (61)$$

Partindo do princípio de conservação de massa, sabe-se que:

$$V_1 = L_2 - L_1 \quad (62)$$

Pelo que se chega à seguinte relação para o primeiro efeito.

$$S \Delta H_{\text{vap},s} + L_2 H_L^2 = (L_2 - L_1) H_v^1 + L_1 H_L^1 \quad (63)$$

Aplicando o balanço acima, e o mesmo raciocínio para o segundo efeito, obtém-se a expressão seguinte.

$$V_1 \Delta H_{\text{vap}}^1 + L_3 H_L^3 = V_2 H_v^2 + L_2 H_L^2 \quad (64)$$

$$(L_2 - L_1) \Delta H_{\text{vap}}^1 + L_3 H_L^3 = (L_3 - L_2) H_v^2 + L_2 H_L^2 \quad (65)$$

Generalizando para qualquer efeito, i , então:

$$(L_i - L_{i-1}) \Delta H_{\text{vap}}^{i-1} + L_{i+1} H_L^{i+1} = (L_{i+1} - L_i) H_v^i + L_i H_L^i \quad (66)$$

Tal como o primeiro efeito, também o último apresenta algumas particularidades, sendo este assente na seguinte relação:

$$(L_n - L_{n-1})\Delta H_{vap}^{n-1} + FH_f = (F - L_n)H_v^n + L_n H_L^n \quad (67)$$

Observando as equações anteriores, conclui-se que no seu conjunto para o evaporador com n efeitos, elas representam um sistema de n equações lineares com n incógnitas, e portanto de possível resolução.

Uma forma de resolução de sistemas de equações é a utilização de métodos numéricos como o método de Eliminação de Gauss, Método de Factorização LU e o Método de Cholesky. Tendo em conta a dimensão de cálculo a eles associada, a utilização de ferramentas de cálculo numérico computacionais tornou-se quase imperativa. Neste trabalho recorreu- à eliminação gaussiana, função intrínseca à linguagem Octave.

A utilização de métodos numéricos, implica a representação do sistema de equações em questão na sua forma matricial. Assim o sistema de equações descrito deve ser expresso numa matriz de coeficientes, A e num vetor de termos independentes, b , (Figura 13)

Matriz A								Vetor b		
	S	L ₂	..	L _{i-1}	L _i	L _{i+1}	..	L _{n-1}	L _n	
1	$\Delta H_{vap,s}$	$H_L^2 - H_v^1$	..	0	0	0	..	0	0	$-L_1 H_v^1 + L_1 H_L^1$
2	0	$\Delta H_{vap}^1 + H_v^2 - H_L^2$	..	0	0	0	..	0	0	$L_1 \Delta H_{vap}^1$
...	...	...	..	...	...	...	..	...	...	...
i-1	0	0	..	0	0	0	..	0	0	0
i	0	0	..	$-\Delta H_{vap}^{i-1}$	$\Delta H_{vap}^{i-1} + H_v^i - H_L^i$	$H_L^{i+1} - H_v^i$	..	0	0	0
i+1	0	0	..	0	0	$\Delta H_{vap}^i + H_v^{i+1} - H_L^{i+1}$	..	0	0	0
...	...	...	..	...	...	...	..	...	...	...
n-1	0	0	..	0	0	0	..	0	$H_L^n - H_v^{n-1}$	0
n	0	0	..	0	0	0	..	$-\Delta H_{vap}^n$	$\Delta H_{vap}^{n-1} + H_v^n - H_L^n$	$FH_v^n - FH_f$

Figura 13 Matriz dos coeficientes, A, e vetor de termos independentes, b, utilizados na resolução do sistema de equações compostos pelos balanços energéticos de um evaporador com n efeitos.

A resolução do sistema de equações permite a determinação do caudal de vapor vivo a alimentar ao sistema, S, e dos caudais de licor concentrado em cada efeito, L_i . Uma vez calculados estes caudais, através de balanços de massa (equações (38) e (40)) devem calcular-se os caudais de vapor saturado gerado em cada efeito, V_i .

4.1.4. Área de Transferência para cada Efeito

Tendo em conta o balanço energético definido na equação (61), a quantidade de calor transferida no primeiro efeito é dada por:

$$Q_1 = S \Delta_{vap,s} \quad (68)$$

Por analogia, para os restantes efeitos tem-se que:

$$Q_i = V_{i-1} \Delta_{vap}^{i-1} \quad (69)$$

Reorganizando a equação de capacidade de cada efeito (equação (49)), a área de transferência de calor, A_i é expressa pela equação seguinte.

$$A_i = \frac{Q_i}{U_i \Delta T_i} \quad (70)$$

Não esquecendo que as áreas calculadas devem ser semelhantes entre si, então elas não devem divergir do seu valor médio. Isto é, se o desvio entre qualquer uma das áreas e a área média (equação (71)) for superior a 2% (valor arbitrado que garante uma boa convergência do sistema de cálculo, baseado na ordem de grandeza das áreas calculadas) então justifica-se a realização de uma nova iteração.

$$\text{Desvio} = \left| \frac{A_i - A_m}{A_m} \right| \quad (71)$$

Numa nova iteração devem recalcular-se as concentrações para cada efeito, com os valores de L_i , V_i , obtidos da resolução dos balanços energéticos, assim como corrigir os valores estimados para a EPE e entalpia para o licor.

Deve também calcular-se uma nova distribuição de temperaturas no evaporador, $\Delta T'_i$, com base na área de transferência de calor média.

$$\Delta T'_i = \frac{A_i \Delta T_i}{A_m} \quad (72)$$

A nova distribuição de temperatura deve, contudo, satisfazer imperativamente a seguinte igualdade:

$$\sum_{i=1}^n \Delta T'_i = T_s - T_n - \sum_{i=1}^n EPE_i \quad (73)$$

Se não se verificar a igualdade anterior deve, então, proceder-se a uma nova distribuição de temperaturas até que ela se verifique.

O esquema de cálculo simplificado para o dimensionamento de um evaporador de múltiplo-efeito, está ilustrado no fluxograma da Figura 14.

(69)

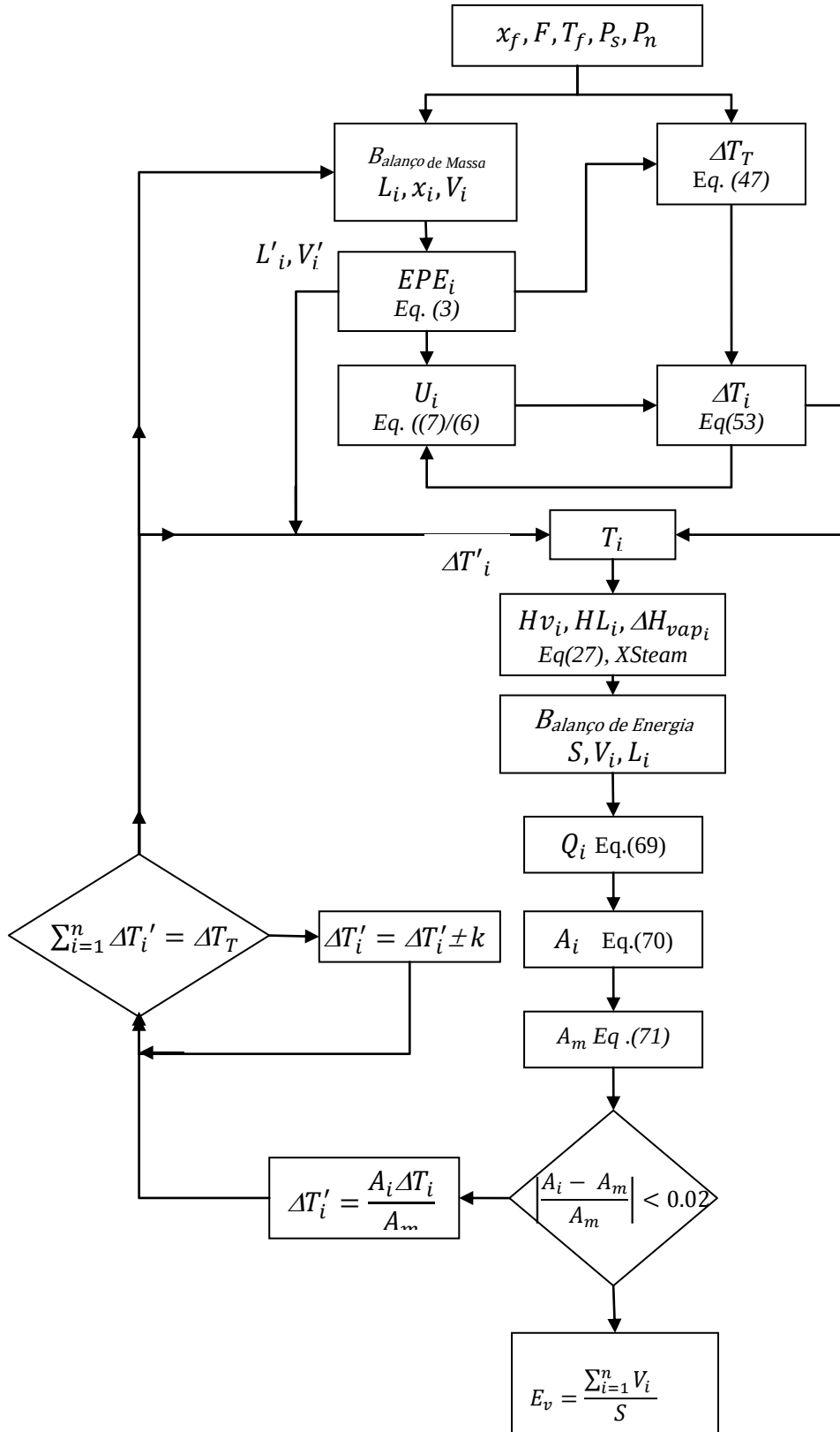


Figura 14 Fluxograma de cálculo para o dimensionamento de um evaporador com n 36 efeitos.

4.1.5. Algoritmo de Cálculo em Linguagem Octave

A rotina de cálculo para o dimensionamento do evaporadores de múltiplo-efeito é bastante tediosa, pelo que seguindo o objetivo do trabalho, se tenha convertido o esquema de cálculo em linguagem de programação Octave. O facto de se utilizar o suporte computacional para a resolução do dimensionamento permite a obtenção rápida e consistente de resultados.

O algoritmo de cálculo para o sistema de evaporação com n efeitos é composto por 9 ficheiros, que representam 7 etapas fundamentais do processo iterativo. O objetivo de cada um desses ficheiros está descrito na tabela seguinte:

Ficheiro 1	Determinação dos caudais de licor, L_i , e concentração de sólidos, x_i em todas as correntes do processo.
Ficheiro 2	Determinação da variação de temperatura para cada efeito, ΔT_i , da temperatura do licor, τ_i , e temperatura de ebulição, T_i em cada efeito.
Ficheiro 2A	Desenvolvimento do processo iterativo para o cálculo de ΔT_i e U .
Ficheiro 3	Determinação da entalpia do licor, H_L , do vapor saturado, H_v , e entalpia de vaporização, DH_{vap} , através do Ficheiro XSteam.
Ficheiro 4	Resolução dos Balanço de Energia e Massa Determinação do caudal de vapor a introduzir no processo, S e dos caudais de licor concentrado.
Ficheiro 5	Determinação do fluxo de calor transferido entra cada efeito, Q_i , e da área de transferência de cada efeito, $Area_i$. Critério de paragem do processo iterativo.
Ficheiro 6	Resolução de nova(s) iteração(s) caso se revele necessário.
Ficheiro 7	Determinação da eficiência do sistema.
XSteam	Ficheiro de Matlab desenvolvido por Holmgren (2006).

O algoritmo proposto, desenvolvido em código Octave, encontra-se detalhadamente descrito no Anexo A. Uma vez que, o algoritmo descrito apenas faz sentido para evaporadores com três ou mais efeitos, desenvolveu-se paralelamente também um código Octave, o dimensionamento de um evaporadores de efeito simples e com dois efeitos (Anexo B e Anexo C respetivamente).

5. AVALIAÇÃO ECONÓMICA DO PROJETO

5.1. Capital de Investimento Fixo

O capital de investimento fixo (equação (74)) , é o capital que é necessário injetar para implementar um novo processo, o que neste caso equivale à compra do evaporador, sua instalação (custos diretos) e ao custo de desenvolvimento do projeto (custos indiretos).

$$Capital_{fixo} = \sum Custos_{diretos} + \sum custos_{indiretos} \quad (74)$$

As estimativas utilizadas para determinar o custo de capital em processos químicos são muitas vezes baseadas em estimativas para o custo de aquisição do equipamentos principais, sendo os restantes custos estimados em função do custo do equipamento. A precisão deste método estimativo depende do avanço do projeto atingido no momento da estimativa, e da confiança dos dados disponíveis para o custo dos equipamentos.

O método dos fatores, é um dos que faz uma estimativa mais precisa, considerando fatores individuais para estimar cada uma das parcelas dos custos diretos. Estes fatores são determinados a partir dados conhecidos de plantas similares, e conseguem fornecer boas estimativas do custo de capital, utilizando, como base, dados presentes na literatura para o custo do equipamento.

Para além destes custos, o custo do capital deve também incluir os custos indiretos, que podem ser estimados em função dos custos diretos. Fatores típicos para os vários elementos considerados no custo de capital, para diferentes tipos de processo, estão ilustrados no Anexo D . Adaptando a tabela proposta por Colson (2005) à implantação de uma unidade de evaporação, obtêm-se os fatores de custo enumerados na Tabela 3 .

Tabela 3 Fatores típicos para estimar o custo de capital fixo de um projeto (Adaptado de Coulson, 2005).

Custos diretos	
Equipamento base , C_{eb}	1,00
Montagem do equipamento base, f_1	0,45
Condutas, f_2	0,45
Instrumentação e controlo, f_3	0,15
Instalações elétricas, f_4	0,10
Edifícios (incluindo serviços), f_5	0,10
Utilidades, f_6	Não aplicável
Armazenamento, f_7	0,20
Terreno e sua preparação, f_8	0,05
Edifícios anexos, f_9	Não aplicável
Total custos diretos	
$\sum C_d = C_{eb} (1 + f_1 + f_2 + \dots + f_9) = C_{eb} \times$	2,5
Custos indiretos	
Projeto e engenharia	0,25
Despesas Empreitada	0,05
Provisão para imprevistos (erros projeto, condições climáticas adversas, etc)	0,10
Total custos indiretos	
$\sum C_{ind} = C_d \times (f_{10} + f_{11} + f_{12}) = C_d \times$	0,40

Uma vez que o capital de investimento fixo é o resultado da soma dos custos diretos e custos indiretos, com base na tabela acima, pode dizer-se que:

$$\begin{aligned}
 Capital_{fixo} &= \sum C_d + \sum C_{ind} = \sum C_d + \sum C_d \times 0.40 \\
 &= C_d(1 + 0.40) = C_{eb} \times 2.50 \times 1.40 = 3.50C_{eb}
 \end{aligned}
 \tag{75}$$

A. Custo Equipamento Base, C_{eb}

A determinação do custo do equipamento base, depende essencialmente do tipo de evaporador que se pretende usar. Tendo em conta, as características do licor (concentração de sólidos, viscosidade, perfil de temperatura, etc), a probabilidade de formação de incrustações nos permutadores dos evaporadores, a literatura e prática comum moderna aconselham a utilização de evaporadores do tipo filme descendente.

Para um evaporador do tipo filme descendente, Coulson (2005) aconselha o uso da equação (76) que relaciona o custo do evaporador com a área de transferência de calor, A . Esta equação aplica-se a evaporadores com tubos de aço.

$$C_{evaporador}(\text{£}) = 6500 \times A^{0.52}(m^2) \quad (76)$$

Deve ter-se em consideração que os custos inerentes aos equipamentos, não são fixos, isto é, não são estáveis ao longo dos anos. Assim uma forma de estimar o custo do equipamento com base em projeções antigas, é através da utilização de índices de custo (Seider, 2002).

$$Custo_{actual} = custo_{base} \times \frac{I}{I_{base}} \quad (77)$$

Em 2005, Coulson e Richardson basearam-se nesse método, no desenvolvimento da equação (76) tendo utilizado o índice de custo *Process Engineering Index*, respeitante a 2004, 111, I_{base} . Assim deve manter-se a coerência e voltar a utilizar o mesmo tipo de índice, que em 2011 era de 132.8, I (Process Engineering, 2012).

$$C_{eb} = C_{evaporador} \times \frac{132.8}{111} \quad (78)$$

A equação (76) deve ser corrigida para o índice de custo atual e para a taxa de câmbio em vigor que permita converter o resultado para a moeda nacional, o Euro (1 £= 0.772 €). Assim o custo total do equipamento base será igual o custo do evaporador singular pelo número de efeitos, n .

$$C_{eb}(\text{€}) = 1,22895 \times 6500 \times (A(m^2))^{0.52} \times \frac{132.8}{111} \times n \quad (79)$$

5.1.1. Despesas Anuais

De forma a avaliar a viabilidade do projeto, é necessário fazer um estimativa das despesas anuais, ou seja dos custo inerentes ao normal funcionamento da instalação. Estes custo podem ser estimados a partir do diagrama de blocos do processo, que deve indicar a matéria prima e os serviços necessários à operação. Estes custos dividem-se em custos fixos, e custos variáveis, sendo estes últimos os únicos dependentes da quantidade processada (equação (80)) .

$$Despesas_{anuais} = C_{op,fixos} + C_{op,var} \quad (80)$$

B. Custos operacionais fixos

Dentro dos custos operacionais podem considerar-se as despesas com:

- Manutenção (5-10% do capital fixo);
- Trabalho operacional (5-10% do capital fixo);
- Custos laboratoriais (20-23% do trabalho operacional).

Ou seja são dados por:

$$C_{op,fixos} = C_{manutenção} + C_{trabalho\ op} + C_{laboratoriais} \quad (81)$$

Substituindo pelos fatores acima identificados:

$$C_{op,fixos}(\text{€/ano}) = 0.11 \times Capital_{fixo} \quad (82)$$

C. Custos Operacionais Variáveis

Os custos variáveis estão relacionados com a utilização de serviços (água, energia, vapor, etc). No caso de um evaporador o serviço de maior utilidade e custo é a alimentação de vapor vivo, essencial ao desempenho das suas funções. Segundo Coulson (2005), o vapor gerado a partir de uma caldeira tem um custo médio de 7£/t, ou seja:

$$C_s (\text{€/h}) = 0.007 \times 1,22895 \times S(\text{kg/h}) \quad (83)$$

5.2.Determinação dos *Cash Flow*

O *Cash flow* de um investimento é o resultado das receitas geradas, subtraídos os custos de investimento fixo e as despesas do processo.

$$Cash\ flow = Receitas - Investimento_{fixo} - Despesas$$

Uma vez que a unidade de evaporação não produz receitas diretas então os *cash flow* serão sempre negativos, pelo não faz sentido partir para a avaliação da viabilidade do projeto (determinação, por exemplo, de indicadores como o VAL e o TIR).

6. CASO DE ESTUDO

Para a aplicação e avaliação do algoritmo de cálculo desenvolvido, optou-se pela utilização de dados reais de operação de uma indústria, e que foram gentilmente cedidos pela Caima - Indústria de Celulose, S.A.

6.1. Descrição Sumária do Processo Industrial

Atualmente a Caima produz 115.000 toneladas por ano de pasta de fibra curta branqueada ao sulfito, das quais 95% se destinam ao mercado europeu, com aplicação especial na produção de papel e seus derivados. À pasta é aplicado um branqueamento TCF (*Totally Chlorine Free*) pelo que a pasta produzida é especialmente procurada nos mercados do Norte da Europa e nos países germânicos. A produção de pasta no ano de 2010 rondou as 113,6 mil toneladas.

O processo de fabrico inicia-se com a receção, armazenamento e tratamento da principal matéria-prima, a madeira de eucalipto. A madeira é encaminhada para o destroçador onde é transformada em estilha, sendo esta encaminhada para os digestores. Nos digestores as fibras de madeira são separadas da lenhina, passando esta com a reação do cozimento para a fase líquida. No processo ao sulfito ácido, utilizado pela Caima, o licor de cozimento, bombeado para dentro do digestor no início do cozimento, é uma mistura com 4 a 8% de SO_2 livre e 2 a 3% SO_2 combinado. Ao longo do processo de cozimento há libertação de gás que é recuperado e reintroduzido nos tanques de armazenamento de ácido. No final a pasta é descarregada para um tanque de descompressão (*Blow Tank*) que permite a passagem de um processo descontínuo para um processo contínuo. Durante a descarga, o gás produzido é absorvido no *scrubber* II sendo o dióxido de enxofre (SO_2) libertado recuperado para o ácido de cozimento.

Após a descarga no *Blow Tank*, a pasta crua obtida é passa num lavador horizontal de 6 estágios, seguido de dois estágios adicionais com prensa. Este processo tem como principal objetivo extrair o licor fraco contido na suspensão de pasta, para a posterior recuperação dos produtos químicos nele contidos. O licor fraco extraído é encaminhado para a secção de evaporação onde é concentrado.

A pasta lavada contendo celulose e alguma lenhina residual é branqueada em dois estágios recorrendo unicamente a agentes isentos de cloro – oxigénio, peróxido de hidrogénio e hidróxido de sódio. De seguida a pasta branqueada diluída é alimentada a um formador do tipo dupla tela, onde se forma a folha e se drena a água. Por fim a folha é cortada e constituída em fardos.

6.1.1. Recuperação de Químicos e Energia

Após a lavagem da pasta crua, o licor, chamado então de licor fino (ou licor fraco), é uma solução aquosa de lenhina e químico inorgânicos. Nesta fase o licor tem cerca de 14% de matéria sólida sendo os restantes 86% água. Com estas características é impossível queimar o licor. Para tal é necessário reduzir a água nele contida, o que se faz por evaporação. Poder-se-ia pensar que o ideal era reduzir ao máximo a quantidade de água no licor, contudo na prática, o licor com mais de 60% de sólidos é demasiado viscoso para ser bombeado, para além de que a operação, com este licor, aumentaria bastante o risco de formação de incrustações nos permutadores dos evaporadores.

Na evaporação o licor proveniente da lavagem de pasta é concentrado passando de cerca de 14% para cerca de 59% de sólidos.

O licor grosso do tanque de armazenamento é queimado na caldeira de recuperação através de 6 queimadores, produzindo energia térmica e elétrica. Os gases resultantes da queima do licor desta caldeira passam para um electrofiltro onde as partículas sólidas, essencialmente óxidos de magnésio, MgO, são recuperadas. Este MgO, é diluído com água e aquecido com vapor, antes de ser utilizado no *scrubber* da caldeira de recuperação para a lavagem do SO₂ e para a produção do ácido do cozimento (Caima, 2009).

6.1.2. Recolha de Dados de Processo

A Caima trabalha com a plataforma *Honeywell's Uniformance® Process History Database* que faz a recolha, aquisição, armazenamento e reprodução de dados operatórios do processo de produção. Esta aplicação permite, assim, a recolha de dados de projeto para o dimensionamento de uma unidade de evaporação adequada ao processo.

Por forma a facilitar o tratamento de dados, e assim utilizar uma quantidade apreciável de informação, optou-se por recolher os dados médios diários durante cerca de 7 meses (01-01-2012 a 20-07-2012) para os seguintes parâmetros:

- Caudal de licor fraco a alimentar
- Temperatura do licor fraco
- Totalizador do licor fraco
- Pressão do vapor vivo

Os dados obtidos estão sintetizados na tabela seguinte.

Tabela 4 Dados recolhidos para as condições de alimentação da unidade de evaporação.

	Caudal de licor fino(m ³ /h)	Temperatura licor fino (°C)	Pressão do vapor (bar)
Média diária	99,98	89,55	4,52
Máximo diário	111,79	94,08	6,31
Mínimo diário	49,33	80,63	3,64

A Caima faz também um controlo, analítico, diário do teor de matéria sólida do licor diluído. Para o mesmo período de análise os resultados verificados estão na tabela seguinte:

Tabela 5 Teor de matéria sólida no licor negro fraco.

	Teor de Matéria Seca (%)
Média diária	14,4
Máximo diário	16,4
Mínimo diário	11,8

6.2.Dimensionamento de uma Unidade de Evaporação para o Caso de Estudo

6.2.1. Identificação dos Dados de Projeto

Tal como definido no algoritmo deve ser fornecido à rotina de dimensionamento, o caudal mássico, temperatura e teor de sólidos do licor negro a concentrar, a pressão do vapor de aquecimento do primeiro efeito, a pressão a que se pretende operar o último evaporador e o teor de sólidos pretendido no licor concentrado.

Tabela 6 Condições de dimensionamento baseadas nos dados recolhidos na Caima, Indústria de Celulose

Alimentação Licor	Caudal (m ³ /h)	(-)	(m ³ /h)	99,98
	Temperatura (°C)	T_f	(°C)	89,55
	Teor de Sólidos	x_f	(%)	14,4
Alimentação Vapor Vivo	Pressão	p_s	(bar)	4,52
Condições Finais	Pressão último efeito	p_n	(bar)	0,1
	Teor de Sólidos no licor	x_n	(%)	59,0

Segundo David (2007) a massa volúmica do licor negro é função da sua temperatura e do seu teor de sólidos, tal como mostra equação (84).

$$\rho \text{ (g/cm}^3\text{)} = 1,007 + 0,006 x \text{ (\%)} - 0,000495 T \text{ (}^{\circ}\text{C)} \quad (84)$$

Assim estima-se que o licor fraco a tratar tenha uma massa volúmica média igual a:

$$\rho = 1,049073 \text{ g/cm}^3 = 1049,073 \text{ kg/m}^3 \quad (85)$$

Desta forma o caudal mássico, F, de licor negro a concentrar na unidade de evaporação é de 104886,3 kg/h.

6.2.2. Simulação da Unidade de Evaporação para Evaporadores com Diferente Número de Efeitos

Por forma a determinar o número de efeitos ótimo que satisfaça as condições pretendidas no produto final, e ao mesmo tempo faça o melhor aproveitamento energético que lhe permita ser economicamente eficiente, dimensionaram-se unidades de evaporação compostas por diferente números de efeitos. Para os dados de projeto propostos, a simulação apenas convergiu para soluções reais, em evaporadores com um máximo de 8 efeitos. Verifica-se que a partir de 9 efeitos, a diferença de temperatura disponível para evaporação nos últimos efeitos da bateria, não é suficiente para compensar a elevação do ponto de ebulição do licor, obtendo-se temperaturas negativas nesses efeitos.

Na Tabela 7 sintetizaram-se os resultados obtidos no dimensionamento dos evaporadores simulados.

Tabela 7 Dados de projeto obtidos na simulação de evaporadores com 1, 2, (...), 7 e 8 efeitos

Nº de efeitos por unidade	V _{total libertado} (kg/h)	ΔT_{Total} (°C)	S (kg/h)	A _{Efeito} (m ²)	Q _{fornecido} (kJ/h)
1	79 272	70,13	64 936	3227	38 312 089
2	79 287	67,61	31 008	1564	26 407 640
3	79 272	64,80	31 005	1789	18 139 140
4	79 287	61,83	23 892	1459	14 166 060
5	79 272	58,78	19 648	1220	11 786 635
6	79 272	55,67	16 851	1049	9 943 955
7	79 272	52,53	14 904	876	8 795 111
8	79 287	49,35	13 543	690	7 992 103

6.2.3. Análise da Eficiência Individual de cada Bateria

Para se obter a concentração pretendida no licor grosso, independentemente da quantidade de efeitos, o evaporador terá obrigatoriamente de evaporar a mesma quantidade de água do licor negro alimentado. A eficiência do evaporador caracterizar-se-á, então, pelo consumo de vapor vivo que ele utiliza para evaporar essa quantidade de água. Assim a sua eficiência refletir-se-á na economia de vapor da unidade, ou seja na quantidade de vapor vivo necessário para evaporar um quilograma de água (equação (10)), e também na economia de calor, ou seja a quantidade de energia que necessária ao evaporador para evaporar um quilograma de água (equação (9)).

A economia de calor e de vapor para evaporadores com diferente número de efeitos está ilustrada na tabela e gráficos seguintes.

Tabela 8 Análise da eficiência da unidade de evaporação

Nº de efeitos por unidade	Economia de Calor (kJ/kg)	Economia de Vapor (kg/kg)
1	483,3	1,22
2	333,1	1,77
3	228,8	2,58
4	178,7	3,30
5	148,7	3,97
6	125,4	4,71
7	110,9	5,32
8	100,8	5,85

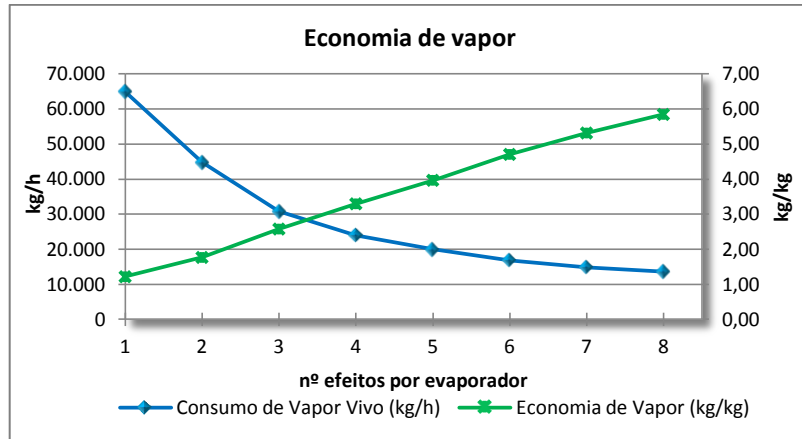


Figura 15 Economia de vapor em evaporadores compostos por diferente número de efeitos

Pela análise da Figura 15, tal como esperado, verifica-se que o consumo de vapor vivo decresce logarithmicamente com o aumento do número de efeitos por evaporador. De facto, o aumento do número de efeitos permite que o primeiro opere com licor mais concentrado, o que diminui substancialmente a quantidade de calor a fornecer ao fluido, ou seja a necessidade de vapor vivo (Figura 16).

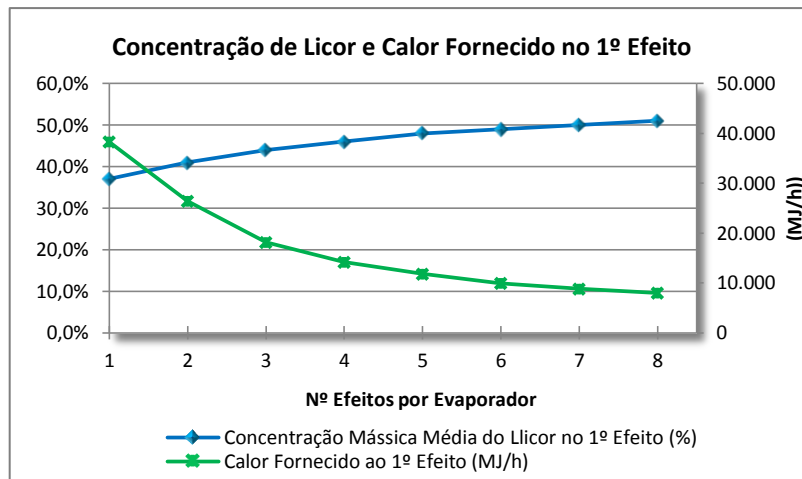


Figura 16 Evolução da concentração licor e do calor transferido no 1º efeito do evaporador

Por outro lado, um número maior de efeitos contribui para um uso mais eficiente do vapor como calor latente ao longo da unidade. Mais efeitos permitem que, da totalidade de vapor gerado, uma percentagem maior desse vapor seja usada dentro da unidade, sendo o vapor libertado no último efeito menor (Figura 17). Assim, por exemplo, para uma unidade com 8 efeitos cada kg de vapor vivo permite evaporar 5,85 kg de água (Figura 15).

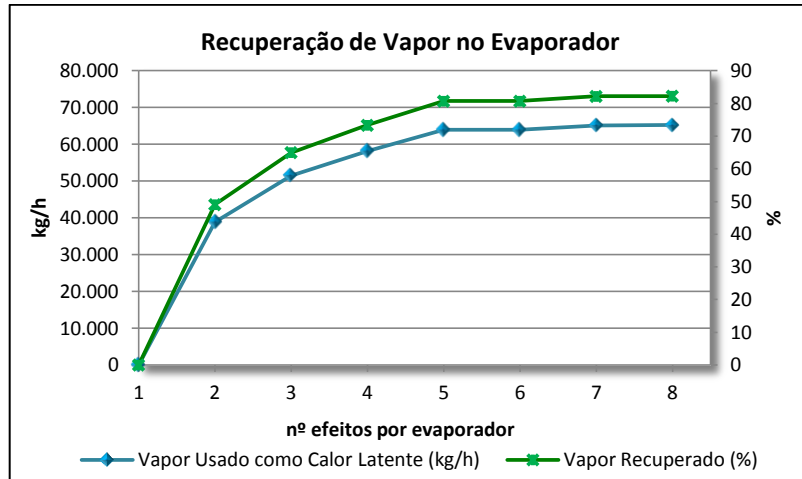


Figura 17 Recuperação na unidade do vapor total gerado

Uma vez que a quantidade de calor fornecida ao sistema diminui de forma assintótica, então, é de esperar que a razão entre o calor fornecido e a quantidade de água evaporada, diminua também assintoticamente com o aumento do número de efeitos (Figura 18). Assim, quantificando o sistema energeticamente, pode afirmar-se que um evaporador de 8 efeitos precisaria de receber 100,8 kJ por cada kg de água que precisasse de evaporar.

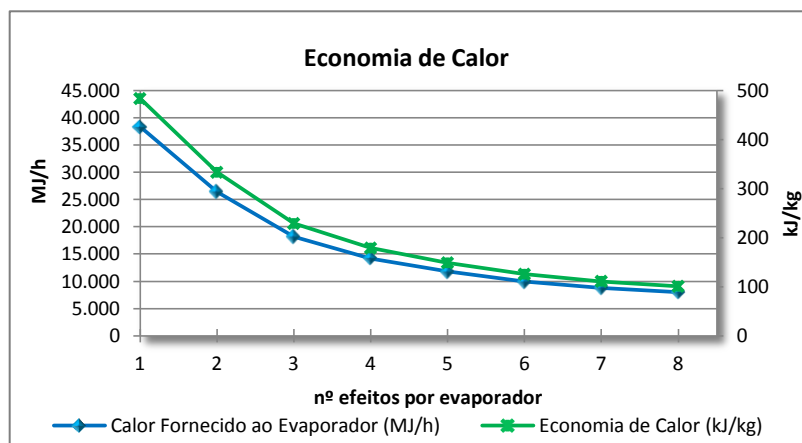


Figura 18 Economia de calor em evaporadores compostos por diferente número de efeitos.

6.2.4. Avaliação Económica

A avaliação económica dos vários arranjos possíveis de efeitos permite concluir qual aquele que alia eficazmente o custo de investimento e operação do evaporador e ao

custo associado ao consumo de vapor vivo. Com esse objetivo, estimaram-se os custos de investimento fixo e os custos de operação para os evaporadores simulados (Tabela 9)

Tabela 9 Capital de investimento e custos de operação anuais para diferente número de efeitos por evaporador

Nº de efeitos por unidade	Custo equipamento base (M€)	Capital investimento fixo (M€)	Custos de operação fixos (M€/ano)	Custos de operação variáveis (M€/ano)	Custos operação (M€/ano)
1	0,64	2,23	0,25	4,89	5,14
2	1,12	3,91	0,43	3,37	3,80
3	1,42	4,97	0,55	2,32	2,86
4	1,69	5,91	0,65	1,81	2,46
5	1,93	6,77	0,74	1,51	2,25
6	2,13	7,47	0,82	1,27	2,09
7	2,27	7,94	0,87	1,12	2,00
8	2,29	8,01	0,88	1,02	1,90

Uma vez que o custo total de equipamento base é função da área superficial de transferência de calor, então um maior número de efeitos implica, na sua generalidade, um custo maior na aquisição e instalação do evaporador (custo equipamento base). Por outro lado, como visto no item anterior maior número de efeitos corresponde também a um menor consumo de vapor vivo, ou seja anualmente a menores custos de operação (Figura 19 Evolução do custo do equipamento base e custos com vapor vivo com o número de efeitos por evaporador.).

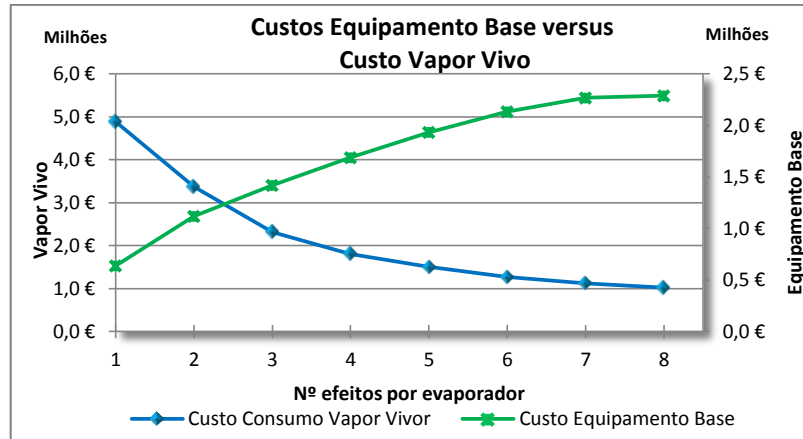


Figura 19 Evolução do custo do equipamento base e custos com vapor vivo com o número de efeitos por evaporador.

Para determinar qual o número de efeitos que confere ao evaporador menores encargos económicos, admitiu-se um horizonte de projeto, H , de 10 anos, durante o qual se pagará de forma repartida o capital de investimento fixo a uma taxa de juro de 5,88% (Melo, 2012), e uma taxa de inflação anual sobre as despesas de operação de 3,0% (INE, 2012) determinando-se, desta forma, os vários custos de investimento anual (Tabela 10 e Figura 20).

Tabela 10 Custo de investimento anual para um horizonte de projeto de 10 anos.

Nº de efeitos por unidade	Custo de investimento anual (M€)
1	5,53
2	4,33
3	3,47
4	3,16
5	3,03
6	2,95
7	2,90
8	2,81

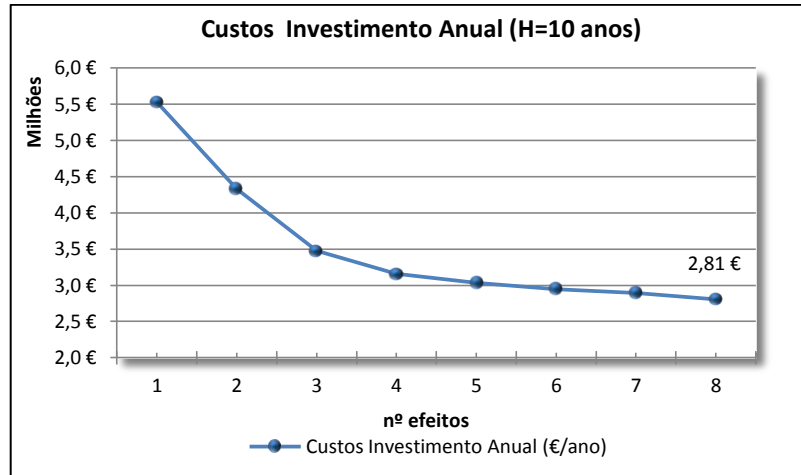


Figura 20 Custo de investimento anual para um horizonte de projeto de 10 anos

Uma vez que os custos de operação anuais são uma grande parcela no custo de investimento anual, observa-se que este diminui progressivamente com o aumento do número de efeitos por evaporador até um valor que tende a ser constante. Para as condições de operação propostas, conclui-se que um evaporador de 8 efeitos é aquele que, cumprindo eficientemente os requisitos do produto final, se apresenta como o mais satisfatoriamente económico. De facto, embora evaporadores de múltiplo efeito, impliquem maiores áreas de transferência de calor, a poupança que se obtém no consumo de vapor, consegue compensar o custo de investimento fixo associado à sua aquisição e instalação.

6.2.5. Análise do Comportamento de um Evaporador com 8 Efeitos

O comportamento de um evaporador de múltiplo efeito, apresenta um comportamento muito semelhante, independentemente do número de efeitos que o compõe, mas aquilo que determina a sua maior ou menor eficiência está exatamente nos detalhes da sua operação.

Relembrando a equação que relaciona o coeficiente de transferência térmica com a variação de temperatura e o caudal de licor (nos casos em que a concentração de sólidos é desprezável), verifica-se que ele é favorecido pelo aumento de caudal de licor e diminuição da variação de temperatura no efeito (equação (86)).

$$\frac{U}{2000} = 0.1396 \left(\frac{\Delta T}{40} \right)^{-0.7949} \left(\frac{F_{\text{médio}}}{25} \right)^{0.1673} \quad (86)$$

Num evaporador de múltiplo efeito, com configuração em contracorrente, o caudal de licor decresce na direção do último para primeiro efeito (Figura 21 e Figura 22). Uma vez que paralelamente ao fluxo de vapor se existem perdas de pressão associadas, a temperatura de operação no efeitos diminuirá na mesma direção. Desta forma, atendendo à equação (86), qualquer evaporador com a mesma configuração verá o seu coeficiente de transferência de calor, U , diminuir no sentido da alimentação de licor.

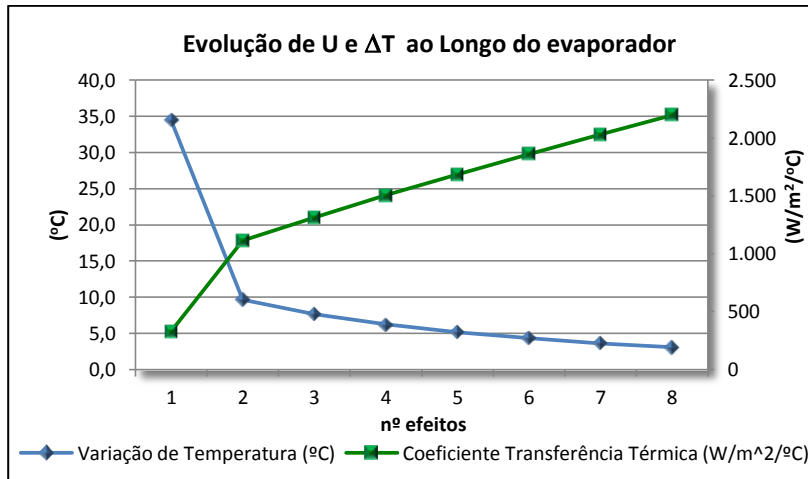


Figura 21 Evolução o coeficiente de transferência (U_i) e da variação de temperatura (ΔT_i) ao longo do evaporador

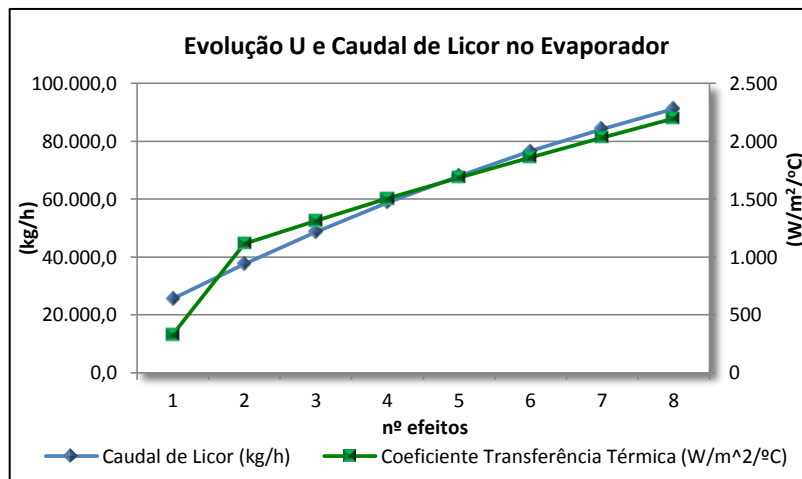


Figura 22 Evolução do coeficiente de transferência térmica (U_i) e caudal de licor ao longo do evaporador

Uma vez que se considera que a formação de incrustações começa quando o licor atinge concentrações superiores a 48%, a transferência de calor entre o líquido e o vapor cairá abruptamente. Neste caso o primeiro efeito obedecerá a um comportamento diferente dos observados anteriormente, sendo U_i influenciado também pela concentração de sólidos (equação (87)).

$$\frac{U}{2000} = 0.0604 \left(\frac{\Delta T}{40} \right)^{-0.3717} \left(\frac{x_{médio}}{0.6} \right)^{-1.227} \left(\frac{F_{avg}}{25} \right)^{0.0748} \quad (87)$$

A forma de contornar esta situação, para que a capacidade do evaporador neste efeito não seja mínima, é a utilização vapor vivo neste evaporador como fonte de calor.

7. ANÁLISE DE SENSIBILIDADE

Neste capítulo analisar-se-á a forma como a variação de condições processuais alteram as características de dimensionamento dos evaporadores. Ou seja, no caso de se trabalhar com diferentes caudais de alimentação de licor, temperaturas e teor de sólidos do licor ou pressões de vapor vivo, pretende-se determinar as novas e, mais adequadas, características do evaporador assim como, as implicações monetárias dessas alterações.

A seguir far-se-á uma análise pormenorizada aos resultados obtidos, estando estes devidamente tabelados no Anexo E.

7.1. Variação do Caudal de Alimentação de Licor

Mantendo-se as restantes propriedades do líquido e condições de operação, fez-se variar para valores mínimos e máximos o caudal de licor a concentrar, com base nos dados registados no período de aquisição de dados.

Tabela 11 Caudal mínimo (A) e caudal máximo (B) usado na análise de sensibilidade ao evaporador.

Cenário	F (kJ/kg)
A	51751,0
Inicial	104886,3
B	117275,9

No caso de se diminuir o caudal de alimentação de licor (cenário A), contendo o mesmo teor de sólidos inicial, naturalmente a quantidade de água a evaporar será também menor. Sendo a quantidade de água a evaporar menor, então será preciso fornecer globalmente menos energia ao evaporador. Uma vez que a variação de temperatura se mantém (as temperaturas do licor e vapor não se alteram), a evolução da concentração de licor no evaporador é igual, mas o caudal de licor em cada efeito diminuí, e por isso o coeficiente de transferência de calor tenderá a ser ligeiramente menor. Ainda assim, como a diminuição de calor necessário é mais significativa que a queda de U , a área de transferência de calor necessária à evaporação será igualmente menor. De facto, observando da Figura 23, confirma-se que a diminuição do caudal inicial comporta uma diminuição considerável na área de transferência de calor por efeito.

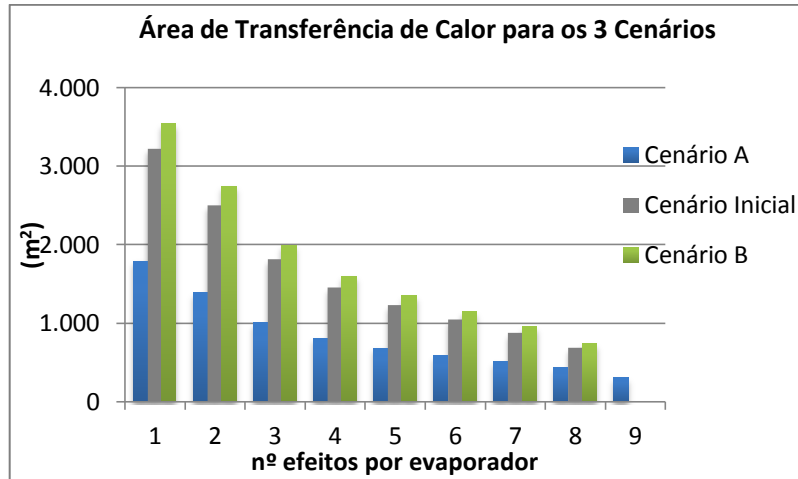


Figura 23 Variação da área de transferência de calor média em função do caudal de licor alimentado.

Tendo em conta que área de transferência média é inferior, o custo de investimento e exploração da unidade de evaporação, a trabalhar segundo estas novas condições, será também, comparativamente, menor que a estudada inicialmente. Verifica-se igualmente que a operação com caudais menores, permite a utilização de mais um efeito que resulta, nesse caso, também numa diminuição no consumo de vapor vivo. De facto, analisando o gráfico da Figura 24, conclui-se que a utilização de 9 efeitos é, para a situação em questão, economicamente mais favorável que a utilização de apenas 8 efeitos. Neste caso a unidade projetada para concentrar um caudal de licor 51751 kg/h, em vez dos 104886 kg/h iniciais, conduz a uma poupança de aproximadamente 1 milhão Euros anuais, que representam 36% do custo inicial.

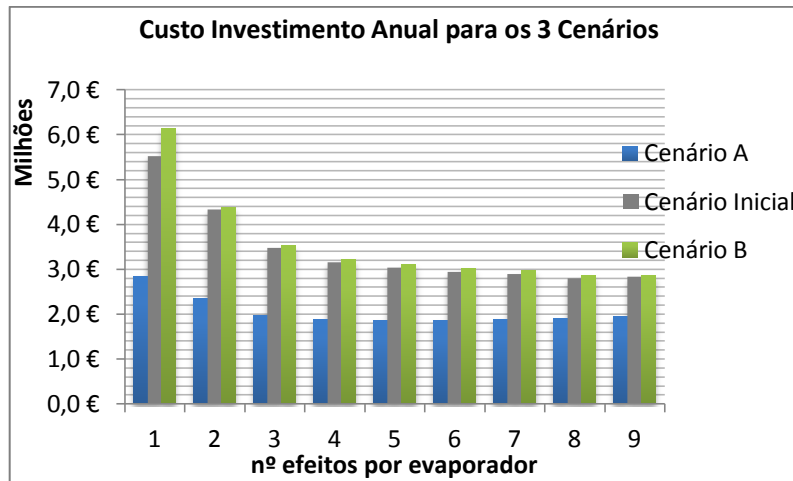


Figura 24 Variação do custo de investimento anual em função do caudal de licor alimentado

O raciocínio efetuado atrás para o cenário A, pode transpor-se para o caso contrário, quando o caudal de alimentação do licor é ligeiramente superior que o considerado. Neste caso a quantidade de água a evaporar será maior, logo deve inevitavelmente fornecer-se mais calor ao evaporador. Observa-se que sendo o coeficiente de transferência de calor favorecido pelo aumento do caudal, o aumento esperado na área de transferência de calor nova não é tão expressivo (Figura 23). De igual forma, verifica-se que necessidade de fornecer maior calor de vaporização traduz-se num aumento do consumo vivo, que, em paralelo com o aumento de área, eleva globalmente o custo de investimento da unidade de evaporação (Figura 24). Para este novo cenário, o evaporador de múltiplo-efeito adequado às novas condições, deve incluir 8 efeitos, constituindo esta nova configuração, comparativamente ao cenário inicial, um acréscimo de aproximadamente 194 mil Euros, ou seja mais 6.9% do investimento inicial.

7.2. Variação do Teor de Sólidos na Alimentação de Licor

Mantendo-se novamente todas propriedades do líquido e condições de operação, fez-se variar o teor de sólidos no licor a concentrar tendo em conta os resultados mínimos e máximos registados no período de aquisição de dados (cenário C e D respetivamente).

Tabela 12 Teor de sólidos mínimo (C) e máximo (B) usados na análise de sensibilidade ao evaporador

Cenário	x_F
C	0,118
Inicial	0,144
D	0,164

Da mesma forma que aumentar o caudal da alimentação de licor, implica que o sistema evapore maior quantidade de água, o mesmo resultado é reproduzido quando se diminui a quantidade de sólidos na alimentação. Assim, concentrações menores implicam um aumento da capacidade do evaporador e concentrações maiores o efeito inverso.

Uma vez que a elevação de ebulição do ponto de ebulição cresce exponencialmente com a concentração de sólidos no licor (equação (3)), então alterações nesta concentração na alimentação, influenciaram termicamente o comportamento do evaporador. Deste modo, a menores concentração de sólidos corresponderão menores valores de EPE, aumentando a diferença de temperatura disponível em cada efeito. Este aumento potencia a quantidade de calor transferida em cada efeito mas, diminui juntamente o coeficiente de transferência térmica respetivo. A variação deste coeficiente é mais determinante na capacidade de evaporação do que a variação de temperatura em si, pelo que, para aumentar o calor transferido será preciso ainda aumentar as áreas de transferência de calor de cada efeito (Figura 25)

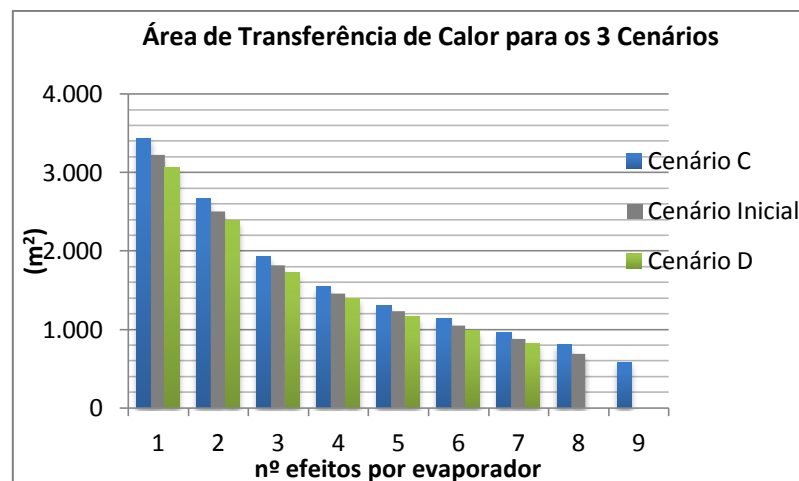


Figura 25 Variação da área de transferência de calor média em função da concentração de sólidos na alimentação de licor.

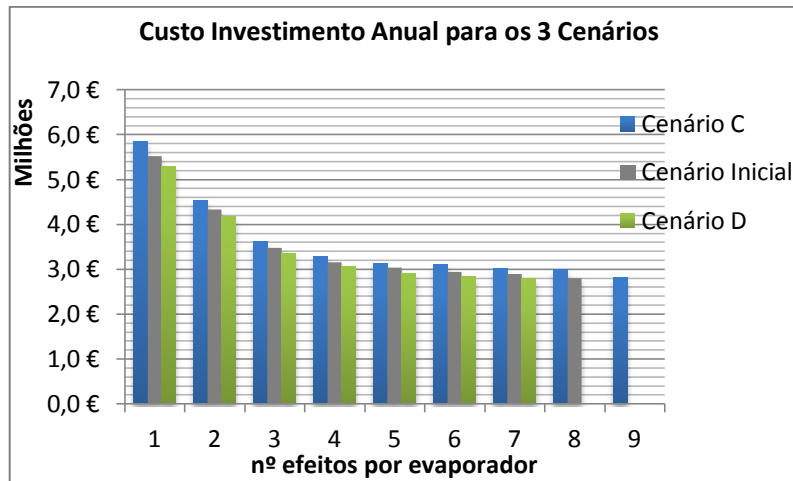


Figura 26 Variação do custo de investimento anual em função do teor de sólidos alimentado.

7.3. Variação da Temperatura da Alimentação de Licor

Para este caso, fez-se variar a temperatura do licor a concentrar para os valores mínimos e máximos registados (cenário E e F respetivamente).

Tabela 13 Temperatura mínima (E) e máxima (F) usadas na análise de sensibilidade ao evaporador

Cenário	T (°C)
E	80,63
Inicial	89,55
F	94,08

Recordando a equação que relaciona a temperatura e teor de sólidos do licor, com a sua entalpia (equação(27)), verifica-se que está é reforçada com o aumento do teor de sólidos ou temperatura. Assim pressupõe-se que diminuindo a temperatura da alimentação, e mantendo o teor de sólidos, a entalpia do licor diminua, ou seja diminua a energia fornecida pelo licor ao último efeito. Do balanço de energia deste efeito (equação (88)), conclui-se que diminuindo essa energia a quantidade de água evaporada será relativamente menor. Para restabelecer a capacidade de evaporação nesse efeito, deve aumentar-se a

energia fornecida pelo vapor usada como calor latente, ou seja aumentar a energia fornecida por V_{n-1} .

$$V_{n-1}\Delta H_{vap}^{n-1} + FH_f = V_n H_v^n + L_n H_L^n \quad (88)$$

Paralelamente, sabe-se que para aumentar a capacidade de evaporação de um efeito, sabendo que ΔT e U não sofrem grandes alterações, a solução passa também aumentar a área de transferência de calor. Por motivos económicos, este aumento de área nunca deve ser implementado num único efeito, mas sim distribuído por todos os efeitos que constituem o evaporador, e compensado com um aumento do caudal de vapor vivo (Figura 27 e Figura 28).

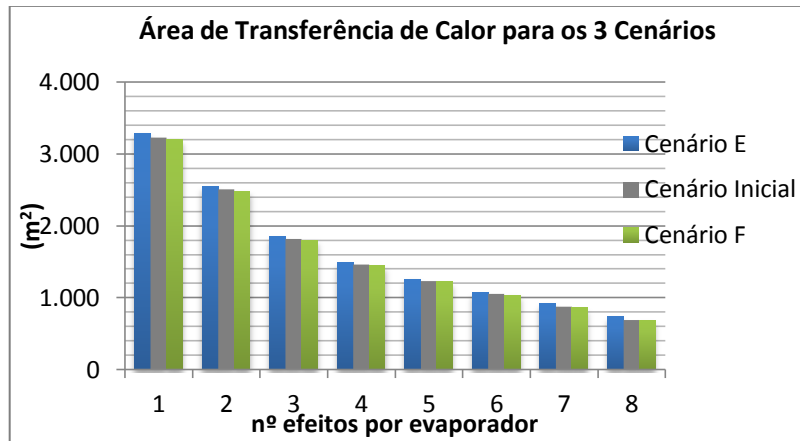


Figura 27 Variação da área de transferência de calor média em função da temperatura da alimentação de licor.

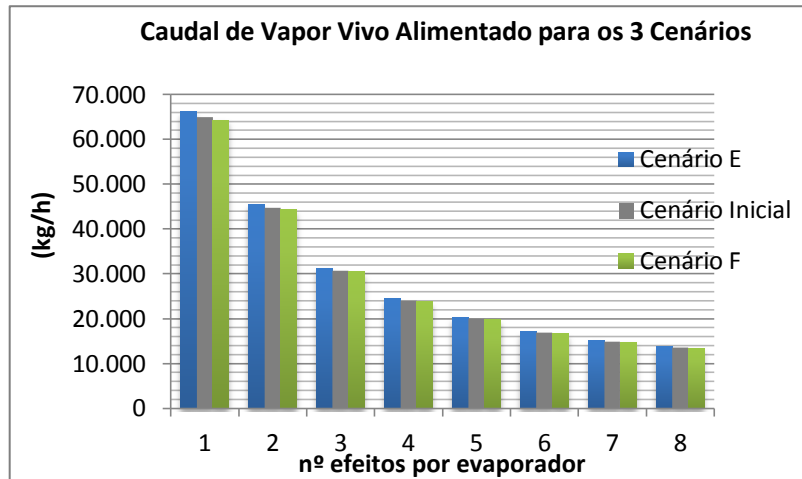


Figura 28 Variação o caudal de vapor vivo em função da temperatura da alimentação de licor.

No caso de a temperatura de alimentação ser maior, verifica-se o efeito oposto, isto é, uma vez que a capacidade de evaporação no último efeito é maior, então, a necessidade de evaporação nos restantes efeitos será comparativamente menor. Daí resulta numa diminuição geral da área de transferência e no consumo de vapor vivo pela distribuição do aumento calor fornecido pelo licor, por todos os efeitos.

Em termos de económicos, o cenário E, com um número de efeitos ótimo igual a 8, requer um investimento de 2,9 milhões de Euros, mais 3% que o investimento inicialmente proposto, já o cenário F oferece uma poupança apenas de 1% com um investimento de 2,77 milhões de euros (Figura 29).

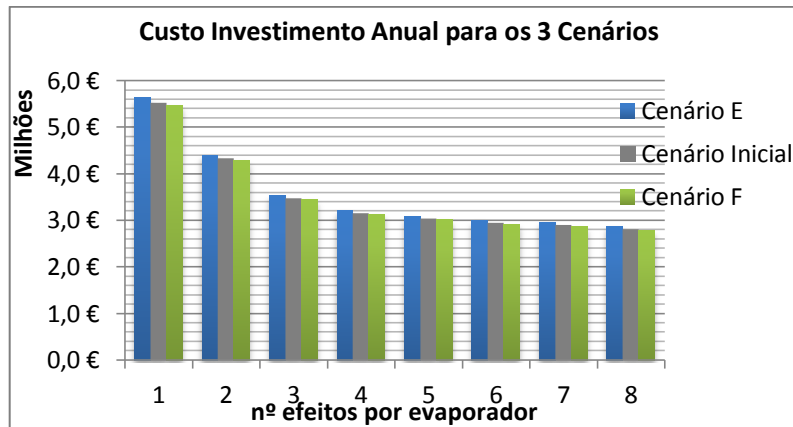


Figura 29 Evolução do custo investimento anual em função da temperatura de alimentação do licor.

7.4. Variação Pressão de Saturação do Vapor Vivo

Mantendo-se as restantes propriedades do licor e condições de operação, variou-se a pressão de saturação do vapor vivo para a pressão mínima e máxima registadas no período de aquisição de dados (cenário G e H respetivamente).

Tabela 14 Pressão mínima (G) e máxima (H) usadas na análise de sensibilidade ao evaporador.

Cenário	Ps (bar)
G	3,64
Inicial	4,52
H	6,31

Relembrando que o calor fornecido ao primeiro efeito pelo vapor vivo é dado por:

$$Q_1 = S \Delta_{vap,s} \quad (89)$$

Então a capacidade de evaporação deste efeito não depende só do caudal de vapor vivo fornecido mas também das propriedades, que influenciem a sua entalpia de vaporização. Sabe-se que pressões menores aumentam a entalpia de vaporização da água é, portanto, de esperar que para obter o mesmo produto, a utilização de vapor vivo de menor pressão diminua a quantidade de vapor vivo necessário (Figura 30).

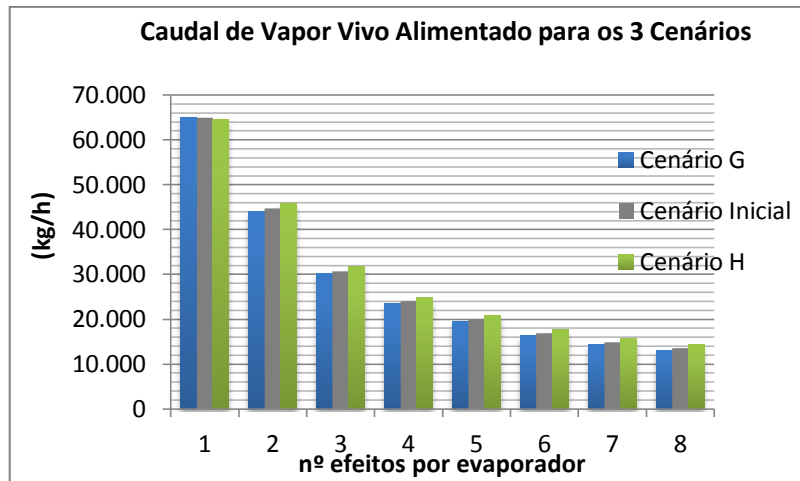


Figura 30 Evolução caudal de vapor vivo em função da sua pressão de alimentação.

Por outro lado a diminuição da pressão do vapor, implica uma diminuição da sua temperatura, e consequente diminuição da diferença global de temperatura do evaporador. Esta diminuição da temperatura disponível para evaporação em cada efeito, ainda que acompanhada por um ligeiro aumento do coeficiente de transferência térmica, deve ser compensada com um aumento da área média de cada efeito (Figura 31).

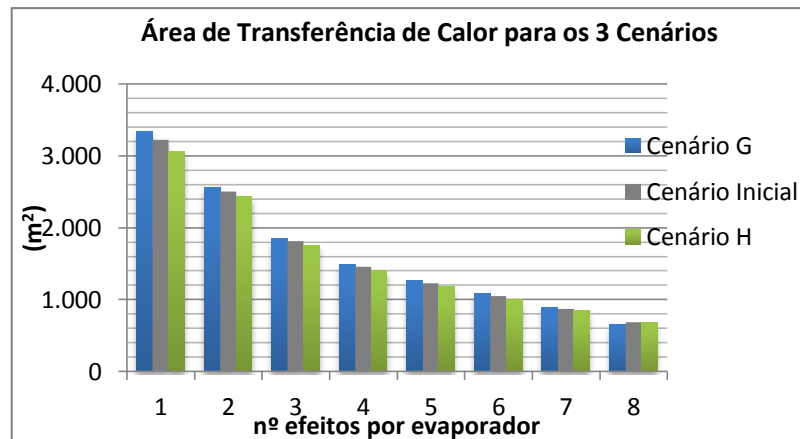


Figura 31 Evolução da área de transferência de calor média em função da pressão de saturação do vapor vivo alimentado.

No caso contrário, em que se utilize vapor vivo com maior pressão, o calor fornecido ao primeiro efeito é consideravelmente menor daí que seja preciso fornecer um caudal de vapor maior (Figura 30). O aumento de temperatura disponível em cada efeito, embora afete negativamente o coeficiente de transferência térmica, permite uma redução, ainda que ténue, da área de transferência necessária (Figura 31).

Como se observa pelos dois gráficos anteriores, alterações à pressão de vapor vivo não produzem alterações muito significativas nos parâmetros de dimensionamento, pelo que o investimento anual também não sofrerá grandes alterações (Figura 32).

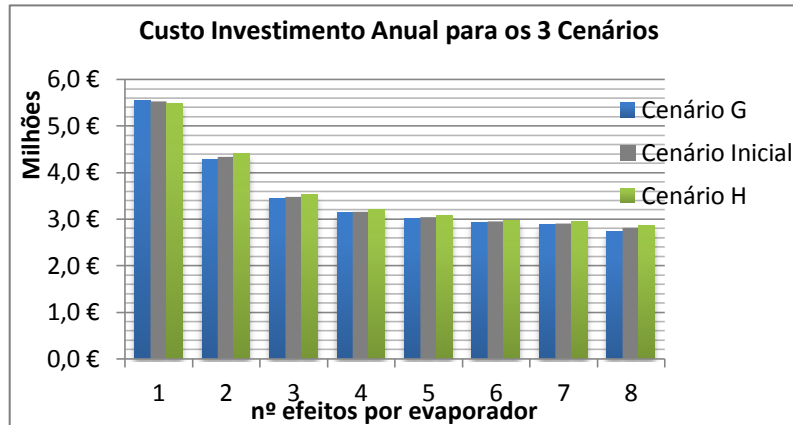


Figura 32 Evolução do custo de investimento em função da pressão de saturação do vapor alimentado.

Para ambas as situações a utilização um evaporador de 8 efeitos continua a ser economicamente a melhor solução. No caso de se reduzir a pressão de vapor para 3,61 bar o evaporador implicará um custo de investimento anual de 2,72 milhões de Euros, ou seja menos 82 mil Euros que inicialmente. Aumentando a pressão de saturação para 6,31 bar, o investimento subirá até aos 2,86 milhões de Euros, representando um aumento de 1.9% sobre o investimento previsto para a pressão de 4.52 bar.

7.5.Avaliação das Condições de Operação mais Favoráveis à Evaporação

Uma vez que os valores simulados, correspondem a condições (ainda que menos comuns) verificadas nos dados recolhidos na Caima, Indústria de Celulose, então é possível determinar qual o cenário entre os estudados que menos custos de investimento suporta. As várias estimativas de investimento anual obtidas para os 9 cenários simulados

estão sintetizadas na tabela seguinte.

Tabela 15 Investimento anual para os cenários simulados

Cenário	Nº efeitos	Economia de vapor (kg/kg)	Investimento anual (H=10 anos)
Inicial	8	5,85	2 806 556,64 €
A	9	6,26	1 788 501,25 €
B	8	5,86	3 000 521,15 €
C	9	6,42	2 822 298,57 €
D	7	5,26	2 795 686,91 €
E	8	5,77	2 877 734,50 €
F	8	5,90	2 777 864,21 €
G	8	6,05	2 723 749,65 €
H	8	5,50	2 860 518,58 €

Observando a tabela anterior, verifica-se que a maior economia de investimento se verifica no cenário A, ou seja quando a alimentação de licor é de 51751 kg/h. Com exceção deste cenário, e do cenário B, que é importante realçar correspondem situações extrema, em termos de custos de investimento as restantes hipóteses de projeto pouco diferem entre si.

Comprova-se igualmente que a economia de vapor, está bastante relacionada com o número de efeitos num evaporador. Isto é, verificam-se valores de eficiência mais altos para evaporadores com 9 efeitos (por exemplo de 6.42) e mais baixos para menor número de efeitos (por exemplo de 5.26 no cenário D).

Relacionando os custos estimados com as variáveis estudadas, concluiu-se que a evaporação do licor grosso é favorecida por caudais de licor baixos, temperatura e concentração de licor altas, e pressões de vapor vivo baixas.

8. CONCLUSÕES

O principal objetivo que se propôs atingir com este trabalho foi desenvolver um algoritmo que possibilite o cálculo rápido e coerente de parâmetros de dimensionamento e operação de vários evaporadores, compostos por diferente número de efeitos. Para as condições de projeto propostas, baseadas nos dados recolhido do caso de estudo, verificou-se que a evaporação seria possível para um intervalo específico de efeitos, mais concretamente, de um a oito efeitos. Para cada evaporador simulado analisou-se o seu desempenho, avaliando a eficiência de evaporação e a economia de investimento e operação. Dessa análise, concluiu-se que um evaporador com oito efeitos, seria aquele que melhor conseguia aliar eficiência e custo investimento, no cumprimento das condições impostas. Esta apreciação resulta do facto de, apesar do investimento de capital fixo acompanhar o aumento do número de efeitos por evaporador, este é compensado pela diminuição logarítmica do consumo de vapor vivo, tal como previsto na literatura estudada. Esta diminuição deve-se à maior capacidade de recuperação de vapor, verificada para maiores números de efeitos por evaporador.

Analisando o comportamento do evaporador com oito efeitos, verifica-se que a capacidade de evaporação de um efeito apresenta uma evolução muito complexa dentro de cada evaporador. Não é, por exemplo, relacionar diretamente essa capacidade com a temperatura de evaporação, ou com outro, qualquer, parâmetro de operação. A título de exemplo, se, por um lado, a diferença de temperaturas num efeito, poderia, teoricamente, potenciar a quantidade de calor transferido, por outro lado, devido à complexidade do licor negro, ela desfavorece o respetivo coeficiente de transferência térmica.

A análise de sensibilidade da unidade de evaporação, visa testar a convergência da rotina de cálculo para dados de dimensionamento exequíveis e coerentes com a teoria e a prática. Para tal, alteraram-se algumas condições da alimentação do licor negro e vapor vivo, permitindo analisar o seu impacto na área de transferência de calor e no caudal de alimentação de vapor vivo, assim como as eventuais alterações no custo de investimento. Da análise das várias simulações efetuadas, aquela que maiores alterações provocou, foi a variação do caudal de alimentação de licor. Neste caso, verifica-se que quando se diminui o caudal em quase 50%, o investimento anual desce cerca de 36%. Já o aumento de 11%

no caudal representa um aumento de quase 7% no investimento. De facto, a evolução do investimento é semelhante em ambos os casos.

Quando se fez variar o teor de sólidos no licor negro a concentrar, verificou-se que a diminuição em 12% desse teor faz aumentar o investimento em apenas 0.6%. Pelo contrário, o aumento de cerca de 13% desse teor apenas originou uma poupança no investimento de 0.39%. Facilmente se conclui que o sistema é mais sensível à diminuição da concentração do licor negro do que ao seu acréscimo.

Um efeito semelhante observa-se, também, quando se faz variar a temperatura da alimentação. Nesse caso, concentrar licor a uma temperatura 10% inferior, implica um esforço económico extra de 3%. Mas aumentar a temperatura de alimentação em 5% apenas se reflete numa economia de 1% no investimento inicial.

No caso da pressão do vapor vivo alimentado ao evaporador, verifica-se que o sistema não é muito sensível a grandes variações. Analisando a resposta do sistema a uma diminuição da pressão em 20% e a um aumento de 40%, observa-se um aumento de investimento na ordem de 3% e diminuição em cerca de 2% respetivamente. Embora a variação no investimento não seja muito pronunciada, pode concluir-se que o investimento cai quando se utilizam pressões mais baixas.

A análise de sensibilidade permitiu confirmar que temperaturas e concentrações do licor altas, caudais de licor e pressão de vapor vivo baixos, favorecem a evaporação do licor negro, diminuindo o seu custo global de investimento.

As simulações estudadas incidiram na avaliação da influência de várias variáveis sobre o fluxo de calor nos evaporadores, contudo deve ter-se sempre presente que a concentração de licor negro é um processo bastante complexo e que depende, tanto do seu funcionamento habitual, como dos parâmetros de dimensionamento e operação. Por exemplo, no dimensionamento de um evaporador é considerado o efeito que a formação de incrustações tem sobre o fluxo de calor nos efeitos, contudo o tipo de operação e manutenção desse evaporador durante o seu período de vida útil, ditará se esse fluxo afastar-se-á, ou não, das estimativas teóricas. Em última análise, percebe-se, que o comportamento real de um evaporador, resultará do efeito conjunto de várias circunstâncias que nem sempre podem ser previstas teoricamente.

É, ainda, importante realçar que o algoritmo proposto neste trabalho para o dimensionamento de evaporadores de múltiplo-efeito permite a sua aplicação a diferentes alimentações de licor e a diferentes condições de operação, uma vez que foi desenvolvido a partir dos princípios fundamentais da evaporação,

Apesar dos objetivos terem sido atingidos, poder-se-á futuramente melhorar o algoritmo. É, ainda, possível conceber uma abordagem diferente para a análise de sensibilidade. De facto, numa perspetiva alternativa poder-se-á, para um evaporador com características definidas, estudar a influência de alterações nas condições de operação sobre o produto final e/ou nos custos, nomeadamente, mantendo a qualidade imposta para o produto.

9. REFERÊNCIAS

Bhargava, R., Khanam, S., Mohanty, B., Ray, A.K., *Selection of optimal feed flow sequence for a multiple effect evaporator system*, Computers & Chemical Engineering, 2007.

Caima, *Instrução de operação NR. 40/18- Concentração de licor*, Constância, 2009.

CELPA - Associação da Indústria Papeleira, *Boletim Estatístico – Indústria Papeleira Portuguesa*, Lisboa, Setembro, 2010.

Costa, A. O. S., Lima, E.L., *Modelling and Control of an Industrial Multiple-Effect Evaporator System*, The Canadian Journal of Chemical Engineering, Volume 81, [1032 – 1040], outubro 2003.

Coulson, J.M., Richardson, J.F., *Chemical Engineering-Particle Technology and Separation Processes*, 5ª Edição, Butterworth Heinemann, 2002.

Coulson, J.M., Richardson, J.F., *Chemical Engineering Design*, 4ª Edição, Elsevier, 2005.

David, T. C., *Evaporation Principles and Black Liquor Properties*, Jacobs Engineering, 2007.

Harvin, R.L., Brown W.F., *Chemical Recovery in The Alkaline Pulping Processes*”, R. P. Green and G. Hough, Eds., TAPPI Press, [5–35], Atlanta, 1992.

Holmgren, M., *X Steam for Matlab*, 2006. Disponível em <http://www.mathworks.com> (data de consulta: agosto de 2012)

INE, *Consumo, investimento e importações nominais diminuem mais acentuadamente. Exportações nominais desaceleram. Inflação diminui*, Maio 2012.

McCabe, W. L., Smith, J. C., Harriott, P.; *Unit Operations of Chemical Engineering*, 5ª Edição, McGraw-Hill, 1993.

Melo, C; *Juros do crédito às empresas com maior queda em mais de três anos*. Disponível em: http://mobile.economico.pt/noticias/juros-do-credito-as-empresas-com-maior-queda-em-mais-de-tres-anos_149688.html, (data de consulta: setembro de 2012).

NIST –National Institute of Standards and Technology, *Antoine Equation Parameters*, 2012. Disponível em: <http://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C7732185&Mask=4&Type=ANTOINE&Plot=on> (data consulta: Agosto de 2012).

Perry, R. H., Green, D. W, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7º Edição, McGraw-Hill, 1999.

Process Engineering, *Plant Cost Indices: UK and International*, 2012. Disponível em: <http://processengineering.theengineer.co.uk> (data consulta: Setembro 2012).

Theliander, H., *Recovery of Cooking Chemicals: the Treatment and Burning of Black Liquor em Pulp and Paper Chemistry and Technology - Volume 2*, Walter De Gruyter, Berlin, 2009.

Sixta, H., *Handbook of Pulp – Volume 1*, Wiley-VCH, Lenzing, 2006

ANEXO A

Código Octave para resolução da rotina de cálculo para o dimensionamento de um evaporador de múltiplo efeito, segundo o algoritmo de cálculo desenvolvido no capítulo 0.

ALGORITMO

```
% Descrição: Programação em Linguagem Octave

% Objectivo: Dimensionamento de uma unidade industrial de evaporação em múltiplo efeito de
licor negro

% Dados de projecto:

F=104886.3;    % Caudal de alimentação de licor negro diluído (kg/h)

xf=0.144;     % Teor de sólidos na alimentação de licor negro

tf=89.55;     % Temperatura do licor alimentado ao evaporador (oC)

x(1)=0.59;    % Teor de sólidos final pretendido no licor concentrado

n=3;          % Número total de efeitos8

Ps=4.52;      % Pressão (de saturação) do vapor alimentado ao primeiro efeito (bar)

P(n)=0.1;     % Pressão de saturação no último efeito (bar)

Ficheiro1

Ficheiro2

Ficheiro3

Ficheiro4

Ficheiro5
```

FICHEIRO 1

```

iter=1;
% Determinação dos caudais de licor e concentração de sólidos em todas as correntes do
processo.
L(1)=xf*F/x(1);          % Caudal de licor à saída do evaporador (kg/h)
Vt=F-L(1);               % Caudal de vapor total libertado (kg/h)
for i=1:n
    V(i)=Vt/n;            % Caudal de vapor libertado em cada efeito (kg/h)
end
for i=2:n
    L(i)=L(1)+(i-1)*V(i); % Determinação caudal de licor à saída de cada efeito
end
for i=2:n
    x(i)=L(i-1)*x(i-1)/L(i); % Determinação teor de sólidos no licor à saída de cada efeito
end
disp(x)
N=[1:n];                 % Construção de um vector com número de efeitos
%out1=[N',L', x' ];      % construção de tabela de resultados
%disp ( 'nº efeito L(kg/h) Teor de sólidos')
%disp (out1)
    
```

FICHEIRO 2

% Determinação do diferencial de temperatura para cada efeito, DeltaT, da temperatura do licor, t, e temperatura de ebulição, T em cada efeito.

% Utilização da equação de Antoine para o cálculo da temperatura de saturação do vapor e no último efeito, Ts e T(n) respectivamente

$T_s = (-643.748 / (\log_{10}(P_s) - 3.55959) + 198.043) - 273.15$; % (oC)

$T(n) = (-643.748 / (\log_{10}(P(n)) - 3.55959) + 198.043) - 273.15$; % (oC)

%disp('T(n)=')

%disp(T(n))

% Determinação da elevação do ponto de ebulição do licor em cada efeito, EPEi

for i=1:n

EPE(i)= 1.0099140*exp(3.940961*x(i)); % (oC)

end

%Determinação de DeltaTT

DeltaTT=Ts-T(n)-sum(EPE); % Variação global de temperatura no evaporador

% Determinação dos coeficientes de transferência de calor em cada efeito e DeltaT

for i=1:n

DeltaTo(i)=DeltaTT/n; %Primeira aproximação a DeltaT

end

for i=1:n-1

xm(i)=(x(i)+x(i+1))/2; %Determinação da concentração de sólidos média para os efeito 1:n-1

Lm(i)=(L(i)+L(i+1))/2/3600; %Determinação do caudal mássico de licor médio (kg/s) para os efeitos 1:n-1

end

xm(n)=(x(n)+xf)/2; %Determinação da concentração de sólidos média para o último efeito

Lm(n)=(L(n)+F)/2/3600; %Determinação do caudal mássico de licor médio (kg/s) para último efeito

for i=1:n

DeltaT(i)=DeltaTo(i);

end

Ficheiro2A %Processo iterativo para o cálculo de DeltaT

while desvioT(i) >= 0.01 %Critério de paragem (quando a diferença entre a aproximação e o resultado for inferior a 1%)

Ficheiro2A

endwhile

%Temperatura do licor, ti, e temperatura de ebulição em cada efeito,Ti

t(1)=Ts-DeltaT(1);

T(1)=t(1)-EPE(1);

for i=2:n

t(i)=T(i-1)-DeltaT(i);

T(i)=t(i)-EPE(i);

end

%out2=[N', U' EPE' DeltaT' t', T'];

%disp ('nº efeito U(W/m2/oC) EPE(oC) DeltaT(oC) t(oC) T(oC)')

%disp(out2)

FICHEIRO 2A

```

for i=1:n
DeltaTo(i)=DeltaT(i);
end
for i=1:n
if xm(i) < 0.48;
U(i)=0.1396*(DeltaTo(i)/40)^(-0.7949)*(Lm(i)/25)^(0.1673)*2000;
else
U(i)=0.0604*(DeltaTo(i)/40)^(-0.3717)*(xm(i)/1)^(-1.227)*(Lm(i)/25)^(0.0748)*2000;
end
end
for i=1:n
u(i)=1/U(i); % 1/coeficiente de transferência de calor para cada efeito
end
for i=1:n
DeltaT(i)=DeltaTT*(1/U(i))/sum(u);
end
for i=1:n
desvioT(i)=(abs((DeltaT(i)-DeltaTo(i)))/((DeltaT(i)+DeltaTo(i))/2)); % Desvio de
end

```

FICHEIRO 3

```
% Determinação da entalpia do licor, HL, do vapor saturado, Hv, e entalpia de vaporização,
DHvap

%Entalpia do licor (kJ/kg)
HF=(3963.6*(tf+273.15)-1094968.28+0.165*(tf+273.15)^2-
4044.4*xf*(tf+273.15)+1004749.77*xf+1.34*xf*(tf+273.15)^2)/1000;

for i=1:n
    HL(i)=(3963.6*(t(i)+273.15)-1094968.28+0.165*(t(i)+273.15)^2-
4044.4*x(i)*(t(i)+273.15)+1004749.77*x(i)+1.34*x(i)*(t(i)+273.15)^2)/1000;
end

%Entalpia do vapor saturado (kJ/kg)
Hvs=XSteam("hV_T", Ts);

for i=1:n
    Hv(i)=XSteam("hV_T", T(i));
end

%Entalpia de vaporização (kJ/kg)
DHvaps= Hvs-XSteam("hL_T", Ts);

for i=1:n
    DHvap(i)=Hv(i)-XSteam("hL_T", T(i));
end

%out4=[N', HL', Hv', DHvap'];
%disp ( 'nº efeito HL(kJ/kg) Hv(kJ/kg) DHvap(kJ/kg)')
%disp(out4)
```

FICHEIRO 4

```

% Resolução do Balanço de energia
% Construção da matriz dos coeficientes, B
B=zeros(n,n);
B(1,1)=DHvaps;
for i=2:n ; j=i;
B(i,j)=DHvap(i-1)+Hv(i)-HL(i);
end
for i=1:n-1 ;j=i+1;
B(i,j)=HL(i+1)-Hv(i);
end
for i=3:n ;j=i-1;
B(i,j)=(-DHvap(i-1));
end
% Determinação do vector de termos independentes, b
b=zeros(n,1);
b(1,1)=(-L(1)*Hv(1)+L(1)*HL(1));
b(2,1)=L(1)*DHvap(1);
b(n,1)=F*Hv(n)-F*HF;
% Resolução do sistema de equações
D=B\b;
S=D(1);
for i=2:n
L(i)=D(i);
end
% Recalculo dos caudais de vapor libertados em cada efeito
V(n)=F-L(n);
for i=1:n-1
V(i)=L(i+1)-L(i);
end
% Apresentação dos resultados
%disp('Caudal de vapor a introduzir no processo, S=')
%disp(S)
%out5=[N', L', V'];
%disp('efeito nº L (kg/h) V (kg/h)')
%disp(out5)

```

FICHEIRO 5

% Determinação da fluxo de calor transferido em cada efeito, Q, e da área de transferência de calor para cada efeito, Area.

% Quantidade de calor transferida em cada efeito

$Q(1)=S*DH_{vaps}/3600*1000$; % Quantidade de calor fornecida pelo vapor de BP ao primeiro evaporador (J/s)

for i=2:n

$Q(i)=V(i-1)*DH_{vap}(i-1)/3600*1000$;

end

% Determinação da área de transferência de calor para cada efeito, Area (m^2)

for i=1:n

$Area(i)=Q(i)/(U(i)*\Delta T(i))$;

end

$A_{media}=\text{sum}(Area)/n$; % Determinação da área média

for i=1:n

$\text{desvio}(i)=\text{abs}((Area(i)-A_{media})/A_{media})$; % Desvio de cada área calculada à área média

end

% Definição do critério de paragem

if $\text{desvio}(i)>0.02$

Ficheiro6

else Ficheiro7

endif

FICHEIRO 6

```

% Resolução de uma nova iteração
iter=iter+1;
% Recalcular os valores de xi para os novos caudais de licor
for i=2:n
x(i)=L(i-1)*x(i-1)/L(i); % Determinação teor de sólidos no licor à saída de cada efeito
end
% Recalcular novos valores de elevação do ponto de ebulição do licor, EPEi
for i=1:n
EPE(i)= 1.0099140*exp(3.940961*x(i));
end
% Determinação de novas variações de temperatura para cada efeito
for i=1:n
DeltaT(i)=DeltaT(i)*Area(i)/Amedia;
end
% Definição do critério de aceitação de DeltaT e recálculo de novos valores de DeltaT
condicao=abs((sum(DeltaT))-(Ts-T(n)-sum(EPE)));
if condicao!=0
for i=1:n
DeltaT(i)=DeltaT(i)+(condicao/n);
end
endif
% Temperatura do licor e temperatura de ebulição em cada efeito ti e Ti
t(1)=Ts-DeltaT(1);
T(1)=t(1)-EPE(1);
for i=2:n
t(i)=T(i-1)-DeltaT(i);
T(i)=t(i)-EPE(i);
end
out6=[N', x', EPE', DeltaT', t', T'];
disp('efeito nº x EPE(oC) DeltaT(oC) t(oC) T(oC)')
disp(out6)
%Continuação da iteração
Ficheiro3
Ficheiro4
Ficheiro5

```

FICHEIRO 7

```

%Fim do processo iterativo
format bank
disp('Número iterações=')
disp(iter)
outf=[N', x', L', V', DeltaT',T'];
disp('efeito nº x L (kg/h) V (kg/h) DeltaT(°C) T(°C) ' )
disp(outf)
disp('vapor último efeito')
disp(V(n))
disp('Quantidade de vapor vivo a introduzir no processo, (kg/h)')
disp('S=')
disp(S)
disp('Quantidade de água evaporada (kg/h)')
SomaV=sum(V)
out7=[N', Area'];
disp('efeito nº Área(m^2)')
disp(out7)
disp('Área média (m^2)')
disp(Amedia)
disp('A total')
sum(Area)
Atotal=sum(Area)
%Determinação da eficiência do sistema
disp('Eficiência da Unidade')
disp('Economia de calor (kJ/kg)')
Ee=Q(1)/sum(V)
disp('Economia de -vapor')
Ev=sum(V)/S

```


ANEXO B

Código Octave para resolução da rotina de cálculo para o dimensionamento de um evaporador de efeito simples, segundo o algoritmo de cálculo desenvolvido no capítulo 0.

ALGORITMO

```
% Descrição: Programação em Linguagem Octave
% Objectivo: Dimensionamento de uma unidade industrial de evaporação em múltiplo efeito de
licor negro
% Dados de projecto:
F=104866.3; % Caudal de alimentação de licor negro diluído (kg/h)
xf=0.144; % Teor de sólidos na alimentação de licor negro
tf=94.08; % Temperatura do licor alimentado ao evaporador (oC)
x=0.59; % Teor de sólidos final pretendido no licor concentrado
Ps=4.52; % Pressão (de saturação) do vapor alimentado ao primeiro efeito (bar)
P=0.1; % Pressão de saturação no último efeito (bar)
h=10; % Horizonte do projecto (anos)
af=3.5*10^(-6); % Custo combustível (Euros/kJ)
tw=25; % Temperatura da água de alimentação à caldeira(oC)
eficiencia=0.7; % Eficiência da caldeira
Dimensionamento
```

DIMENSIONAMENTO

Código Octave para resolução da rotina de cálculo para o dimensionamento de um evaporador de múltiplo efeito, segundo o algoritmo de cálculo desenvolvido no capítulo 0.

```

format bank
% Determinação do caudal de licor e concentração de sólidos à saída do evaporador
L=xf*F/x % (kg/h)
V=F-L % Caudal de vapor libertado (kg/h)
% Determinação do diferencial de temperatura, DeltaT, da temperatura do licor, t, e temperatura
de ebulição, T.
% Utilização da equação de Antoine para o cálculo da temperatura de saturação do vapor e no
evaporador.
Ts=(-643.748/(log10(Ps)-3.55959)+198.043)-273.15; % (oC)
T=(-643.748/(log10(P)-3.55959)+198.043)-273.15; %(oC)
% Determinação da elevação do ponto de ebulição do licor em cada efeito, EPEi
EPE= 1.0099140*exp(3.940961*x); %(oC)
%Determinação de DeltaT
DeltaT=Ts-T-EPE % Variação global de temperatura no evaporador
%Temperatura do licor, ti, e temperatura de ebulição,Ti
t=Ts-DeltaT;
T=t-EPE;
% Determinação da entalpia do licor, HL, do vapor saturado, Hv, e entalpia de vaporização,
DHvap
%Entalpia do licor (kJ/kg)
HF=(3963.6*(tf+273.15)-1094968.28+0.165*(tf+273.15)^2-
4044.4*xf*(tf+273.15)+1004749.77*xf+1.34*xf*(tf+273.15)^2)/1000;
HL=(3963.6*(t+273.15)-1094968.28+0.165*(t+273.15)^2-
4044.4*x*(t+273.15)+1004749.77*x+1.34*x*(t+273.15)^2)/1000;
%Entalpia do vapor saturado (kJ/kg)
Hvs=XSteam("hV_T", Ts);
Hv=XSteam("hV_T", T);
%Entalpia de vaporização (kJ/kg)
DHvaps= Hvs-XSteam("hL_T", Ts);
%Determinação de S
disp('Quantidade de vapor vivo a fornecer ao evaporador')
S=(V*Hv+L*HL-F*HF)/Hvs
% Quantidade de calor transferida (J/s)
Q=S*DHvaps/3600*1000; % Quantidade de calor fornecida pelo vapor de BP ao primeiro
evaporador (J/s)

```

DIMENSIONAMENTO (Continuação)

```
% Determinação dos coeficientes de transferência de calor
xm=(x+xf)/2; %Determinação da concentração de sólidos média
Lm=(L+F)/2/3600; %Determinação do caudal mássico de licor médio (kg/s)
if xm < 0.48;
U=0.1396*(DeltaT/40)^(-0.7949)*(Lm/25)^(0.1673)*2000;
else
U=0.0604*(DeltaT/40)^(-0.3717)*(xm/1)^(-1.227)*(Lm/25)^(0.0748)*2000;
end
% Determinação da área de transferência de calor, Area (m^2)
Area=Q/(U*DeltaT)
% Determinação da eficiência do sistema
disp('Economia de vapor')
Ev=V/S
```


ANEXO C

Código Octave para resolução da rotina de cálculo para o dimensionamento de um evaporador com 2 efeitos, segundo o algoritmo de cálculo desenvolvido no capítulo 0. O código Octave é idêntico ao apresentado no Anexo A, com exceção dos ficheiros 4 e 6 que devem ser substituídos pelos a seguir descritos.

ALGORITMO

```
% Descrição: Programação em Linguagem Octave
% Objectivo: Dimensionamento de uma unidade industrial de evaporação em múltiplo efeito de
licor negro
% Dados de projecto:
F=104886.3; % Caudal de alimentação de licor negro diluído (kg/h)
xf=0.144; % Teor de sólidos na alimentação de licor negro
tf=89.55 % Temperatura do licor alimentado ao evaporador (oC)
x(1)=0.59; % Teor de sólidos final pretendido no licor concentrado
n=2; % Número total de efeitos
Ps=4.52; % Pressão (de saturação) do vapor alimentado ao primeiro efeito (bar)
P(n)=0.1; % Pressão de saturação no último efeito (bar)
Ficheiro1
Ficheiro2
Ficheiro3
Ficheiro4
Ficheiro5
```

FICHEIRO 4

```
% Resolução do Balanço de energia
% Construção da matriz dos coeficientes, B
B=zeros(n,n);
B(1,1)=DHvaps;
B(2,2)=DHvap(1)+Hv(2)-HL(2);
B(1,2)=HL(2)-Hv(1);
% Determinação do vector de termos independentes, b
b=zeros(n,1);
b(1,1)=(-L(1)*Hv(1)+L(1)*HL(1));
b(2,1)=L(1)*DHvap(1)+F*Hv(2)-F*HF;
% Resolução do sistema de equações
D=B\b;
S=D(1);
L(2)=D(2);
% Recalculo dos caudais de vapor libertados em cada efeito
V(2)=F-L(2);
V(1)=L(2)-L(1);
% Apresentação dos resultados
%disp('Caudal de vapor a introduzir no processo, S=')
%disp(S)
%out5=[N', L', V'];
%disp('efeito nº L (kg/h) V (kg/h)')
%disp(out5)
disp('deu 4')
```

FICHEIRO 6

```

% Resolução de uma nova iteração
iter=iter+1;
% Recalcular os valores de xi para os novos caudais de licor
for i=2:n
x(i)=L(i-1)*x(i-1)/L(i); % Determinação teor de sólidos no licor à saída de cada efeito
end
% Recalcular novos valores de elevação do ponto de ebulição do licor, EPEi
for i=1:n
EPE(i)= 1.0099140*exp(3.940961*x(i));
end
% Determinação de novas variações de temperatura para cada efeito
for i=1:n
DeltaT(i)=DeltaT(i)*Area(i)/Amedia;
end
% Definição do critério de aceitação de DeltaT e recalculo de novos valores de DeltaT
condicao=abs((sum(DeltaT))-(Ts-T(n)-sum(EPE)));
if condicao!=0
for i=1:n
DeltaT(i)=DeltaT(i)+(condicao/n);
end
endif
% Temperatura do licor e temperatura de ebulição em cada efeito ti e Ti
t(1)=Ts-DeltaT(1);
T(1)=t(1)-EPE(1);
for i=2:n
t(i)=T(i-1)-DeltaT(i);
T(i)=t(i)-EPE(i);
end
%out6=[N', x', EPE', DeltaT', t', T'];
%disp('efeito nº x EPE(oC) DeltaT(oC) t(oC) T(oC)')
%disp(out6)
%Continuação da iteração
Ficheiro3
Ficheiro4
Ficheiro5

```


ANEXO D

Tabela 16 Índices de custo para processos de diferentes naturezas (Coulson, 2005)

	Natureza do processo		
	Fluídos	Fluídos - sólidos	Sólidos
Custos diretos			
Equipamento base , C_{eb}	1.00	1.00	1.00
Montagem do equipamento base, f_1	0.40	0.45	0.50
Conduitas, f_2	0.70	0.45	0.20
Instrumentação e controlo, f_3	0.20	0.15	0.10
Instalações elétricas, f_4	0.10	0.10	0.10
Edifícios (incluindo serviços), f_5	0.15	0.10	0.05
Utilidades, f_6	0.50	0.45	0.25
Armazenamento, f_7	0.15	0.20	0.25
Terreno e sua preparação, f_8	0.05	0.05	0.05
Edifícios anexos, f_9	0.15	0.20	0.30
Total custos diretos			
$\sum C_d = C_{eb} (1 + f_1 + f_2 + \dots + f_9) = C_{eb} \times$	3.40	3.15	2.80
Custos indiretos			
Projeto e engenharia	0.30	0.25	0.20
Despesas Empreitada	0.05	0.05	0.05
Provisão para imprevistos (erros projeto, condições climatéricas adversas, etc)	0.10	0.10	0.10
Total custos indiretos			
$\sum C_{ind} = C_d \times (f_{10} + f_{11} + f_{12}) = C_d \times$	0.45	0.40	0.35

ANEXO E

Os resultados obtidos na análise de sensibilidade apresenta no capítulo 1 estão descritos nas tabelas seguintes.

Tabela 17 Efeitos da variação do caudal de alimentação de licor

$F_A = 117275.9 \text{ kg/h}$					$F_B = 51750.8 \text{ kg/h}$			
Nº de efeitos	S (kg/h)	A Efeito (m^2)	Capital investimento fixo (M€)	Custos operação (M€/ano)	S (kg/h)	A Efeito (m^2)	Capital investimento fixo (M€)	Custos operação (M€/ano)
1	72 607	3541	2,34	5,73	32 039	1792	1,64	2,60
2	50 036	2748	4,11	3,82	22 080	1391	2,88	1,98
3	34 370	1991	5,21	2,89	15 166	1008	3,66	1,55
4	26 841	1599	6,20	2,49	11 844	809	4,35	1,37
5	22 333	1353	7,10	2,29	9855	684	4,99	1,29
6	18 822	1150	7,83	2,13	8368	586	5,52	1,24
7	16 651	954	8,29	2,04	7393	508	5,98	1,22
8	15 138	735	8,28	1,93	6690	432	6,28	1,19
9					6245	310	5,95	1,12

Tabela 18 Efeito da variação do teor de sólidos na alimentação de licor

$xf = 0.118$					$xf = 0.164$			
Nº de efeitos	S (kg/h)	A Efeito (m^2)	Capital investimento fixo (M€)	Custos operação (M€/ano)	S (kg/h)	A Efeito (m^2)	Capital investimento fixo (M€)	Custos operação (M€/ano)
1	68 775	3439	2,31	5,44	61 961	3066	2,17	4,91
2	47 137	2667	4,05	4,00	42 929	2383	3,82	3,65
3	32 244	1930	5,13	2,99	29 587	1729	4,84	2,76
4	25 078	1545	6,09	2,56	23 167	1391	5,77	2,38
5	20 797	1303	6,97	2,33	18 898	1163	6,57	2,15
6	17 955	1135	7,78	2,21	16 249	979	7,21	2,02
7	15 559	956	8,30	2,09	14 409	817	7,65	1,93
8	14 047	801	8,66	2,01				
9	13 064	582	8,25	1,89				

Tabela 19 Efeito da variação da temperatura da alimentação de licor

Tf=80.63°C					Tf=94.08 °C				
Nº de efeitos	S (kg/h)	A Efeito (m ²)	Capital investimento fixo (M€)	Custos operação (M€/ano)	S (kg/h)	A Efeito (m ²)	Capital investimento fixo (M€)	Custos operação (M€/ano)	
1	66 165	3288	2,26	5,23	64 293	3195	2,22	5,09	
2	45 569	2552	3,95	3,87	44 334	2480	3,90	3,77	
3	31 306	1851	5,02	2,91	30 450	1796	4,94	2,84	
4	24 440	1487	5,97	2,50	23 785	1442	5,88	2,44	
5	20 327	1259	6,84	2,28	19 794	1219	6,73	2,23	
6	17 145	1074	7,56	2,12	16 702	1036	7,42	2,07	
7	15 146	917	8,13	2,04	14 777	863	7,87	1,98	
8	13 741	732	8,26	1,94	13 436	674	7,92	1,88	

Tabela 20 Efeito da variação pressão de saturação do vapor vivo

Ps=3.64 bar					Ps=6.31bar				
Nº de efeitos	S (kg/h)	A Efeito (m ²)	Capital investimento fixo (M€)	Custos operação (M€/ano)	S (kg/h)	A Efeito (m ²)	Capital investimento fixo (M€)	Custos operação (M€/ano)	
1	65 133	3340	2,27	5,16	64 601	3057	2,17	5,11	
2	44 076	2556	3,96	3,76	45 934	2430	3,85	3,89	
3	30 191	1856	5,03	2,83	31 699	1756	4,88	2,93	
4	23 496	1493	5,98	2,43	24 900	1407	5,80	2,51	
5	19 482	1265	6,86	2,22	20 837	1186	6,64	2,30	
6	16 347	1082	7,59	2,07	17 757	1003	7,30	2,14	
7	14 419	895	8,02	1,97	15 777	852	7,82	2,05	
8	13 097	654	7,79	1,84	14 421	679	7,94	1,96	