

Melhoria da eficiência energética numa instalação de cimentação

João Pedro Carneiro Cardoso Ribeiro

Dissertação de mestrado

Orientador na MetalSolvus: Eng. António Paulo Duarte

Orientador na Ramada Aços S.A.: Eng. Paulo Canhola

Orientador na FEUP: Prof. Paulo José da Silva Martins Coelho

Co-orientador na FEUP:

Prof. Carlos Manuel Coutinho Tavares de Pinho



Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto

Mestrado Integrado em Engenharia Mecânica

Setembro de 2021

Resumo

A presente dissertação tem como principal objetivo a melhoria da eficiência energética de uma instalação de cementação. É muito importante pensar neste assunto, visto que a instalação está em constante funcionamento e uma redução nos custos energéticos da mesma representaria uma mais valia para a empresa.

Para isso, inicialmente, começou-se por estudar o processo de cementação e os elementos que eram introduzidos na atmosfera do forno para três casos distintos, o caso do forno sem carga, durante o processo de cementação e durante o processo de carbonitruração. Conhecidos os caudais injetados em cada caso, determinou-se qual a composição da atmosfera do forno em equilíbrio e as suas propriedades com a ajuda do programa “EES: Engineering Equation Solver”.

Posteriormente, é realizada uma análise da composição de equilíbrio da atmosfera do forno fazendo variar os caudais injetados. Os resultados obtidos para monóxido de carbono foram comparados com os valores medidos pela empresa, em cada caso distinto. Foi também realizado um estudo de análise de incertezas aos caudais medidos pelos rotâmetros usados nos fornos tendo-se constatado que neste aspeto há melhorias que se podem implementar.

Terminada a análise inicial, iniciou-se o dimensionamento de um permutador de tubos concêntricos e escoamentos paralelos para aproveitar a energia térmica dos gases de exaustão para vaporizar o metanol, reduzindo o consumo elétrico da empresa, uma vez que atualmente o metanol é aquecido por resistência elétricas antes de ser injetado no forno. Para o dimensionamento, foi estudado o tipo de ebulição que irá ocorrer no permutador e foram também calculadas as perdas de carga a que o escoamento estará sujeito.

Os gases de exaustão são queimados à saída do forno, logo, considerou-se a utilização da energia térmica residual da tocha que queima os gases para aquecimento das águas sanitárias para os banhos dos funcionários. Sendo assim, efetuou-se o dimensionamento de um reservatório, que servirá para armazenar e aquecer água, considerando as necessidades da empresa. Realizado o dimensionamento, foi escolhido um reservatório do mercado e estudou-se o comportamento da serpentina do mesmo para as condições consideradas.

Implementando os sistemas sugeridos haverá uma redução no consumo energético e de matérias-primas, o que se traduz num redução dos custos monetários da empresa e o aumento da eficiência da instalação. Estima-se uma poupanças anual de 10074 kWh de energia elétrica na evaporação do metanol por forno e uma poupança de 8176 kWh de energia térmica no aquecimento das águas sanitárias.

Energy efficiency improvement in a carburizing plant

Abstract

The main objective of this dissertation is to improve the energy efficiency of a carburizing plant. It is very important to think about this issue, since the installation is in constant operation and a reduction in energy costs would represent an asset for the company.

For this, initially, we started by studying the carburizing process and the elements that were introduced into the furnace atmosphere for three different cases, the case of the furnace with no load, during the carburizing process and during the carbonitrating process. Once the flow rates injected in each case were known, the composition of the furnace atmosphere in equilibrium and its properties were determined with the help of the “EES: Engineering Equation Solver” program.

Subsequently, an analysis of the equilibrium composition of the furnace atmosphere was carried out by varying the injected flows. The results obtained for carbon monoxide were compared with the values measured by the company, in each different case. A study was also carried out to analyze the uncertainties of the flows measured by the rotameters used in the furnaces, having found that in this aspect there are improvements that can be implemented.

Once the primary analysis was complete, the design of a concentric tube and parallel flow exchanger began. This heat exchanger recovered thermal energy from the exhaust gases to vaporize the methanol will reduce the company’s electrical consumption, since methanol is heated by electrical resistance before being injected into the furnace. For the design, the type of boiling that would occur in the exchanger was studied and the pressure losses to which the flow would be subjected were also calculated.

The exhaust gases are burned at the exit of the furnace, so the use of residual thermal energy from the torch that burns the gases to heat the sanitary water for the employees’ baths was considered. Thus, the design of a reservoir, which serves to store and heat water, is presented, considering the company’s needs. Once the design has been carried out, a market reservoir is chosen and the behavior of its coil is studied for the conditions considered.

By implementing the suggested systems, there will be a reduction in energy and raw material consumption, which translates into a reduction in the company’s monetary costs and an increase in the installation’s efficiency. It is estimated an

annual saving of 10074 kWh of electrical energy in the evaporation of methanol by furnace and a saving of 8176 kWh of thermal energy in the heating of domestic water.

Agradecimentos

Durante o período no qual realizei esta dissertação, foram várias as pessoas que contribuíram e que me apoiaram e, por isso, gostaria de agradecer a todas essas pessoas.

Em primeiro lugar, quero agradecer profundamente ao professor Paulo José da Silva Martins Coelho, principalmente, por todo o tempo e apoio que disponibilizou no decorrer deste trabalho e, também, por todos os conselhos e críticas construtivas que forneceu, pois, ajudaram-me a refletir e a crescer como pessoa e profissional.

Quero agradecer ao professor Carlos Manuel Coutinho Tavares de Pinho, por todas as críticas construtivas que fez, toda a disponibilidade que demonstrou e por todo o conhecimento que transmitiu, que foi uma ajuda importante no desenvolvimento do projeto.

Gostaria de agradecer ao Engenheiro António Paulo Duarte, da Metalsolvus, pelo tempo que disponibilizou para me levar à empresa, por todos os conhecimentos que transmitiu e por todo o apoio e acompanhamento que forneceu durante a realização da dissertação.

Quero agradecer também ao Engenheiro Paulo Canhola, da Ramada Aços S.A., por todo apoio prestado e dados importante que forneceu, que não poderiam ser obtidos sem a sua colaboração, e que foram muito importantes para a realização deste trabalho.

Gostaria de deixar um agradecimento especial aos meus pais, Fernando e Daniela, por tudo o que fizeram ao longo da minha vida e que me permitiu chegar onde estou hoje e, também, por todo o apoio que sempre me deram.

Por fim, quero deixar o meu agradecimento ao meu irmão e ao meus amigos que sempre estiveram comigo, me motivaram e me ajudaram a descontraír durante os meus tempos livres.

Um grande obrigado a todos.

Índice

1	Introdução	1
1.1	A empresa Ramada Aços S.A	1
1.2	Cementação em atmosfera controlada	2
1.3	Controlo do processo	3
1.3.1	Ponto de orvalho	8
1.4	Tratamento térmico	11
1.5	Carbonitruração	16
1.6	Objetivos	17
1.7	Estrutura da dissertação	18
2	Caracterização da atmosfera no interior do forno	19
2.1	Determinação dos caudais	19
2.1.1	Determinação do caudal de azoto	20
2.1.2	Determinação do caudal de metanol	21
2.1.3	Determinação do caudal de propano	23
2.1.4	Determinação do caudal de amónia	24
2.2	Caudais utilizados, resumo	26
2.2.1	Determinação da composição da atmosfera do forno	26
2.3	Determinação dos caudais de exaustão	27
2.4	Propriedades da atmosfera no interior do forno	30
2.4.1	Sem carga no forno	31
2.4.2	Durante a cementação	33
2.4.3	Durante a carbonitruração	36
3	Análise da composição de equilíbrio da atmosfera do forno em função dos caudais injetados	39
3.1	Atmosfera do forno sem carga	39
3.2	Atmosfera de cementação	42
3.3	Atmosfera de carbonitruração	46
4	Aproveitamento dos gases de exaustão para a vaporização do metanol	50
4.1	Pré-aquecimento do metanol	51

4.1.1	Aquecimento do metanol no estado líquido	57
4.1.2	Vaporização do metanol	57
4.1.3	Aquecimento no estado gasoso	63
4.2	Comprimento final do permutador	64
4.3	Perda de carga do permutador	65
4.3.1	Influência da incerteza no valor da perda de carga em linha do escoamento exterior	67
5	Dimensionamento do reservatório	69
5.1	Potência necessária para o aquecer a água do reservatório	76
5.2	Estudo da serpentina do reservatório	77
6	Conclusões e sugestões para trabalhos futuros	90
6.1	Conclusões	90
6.2	Trabalhos futuros	91
	Bibliografia	92
	Anexos	95
A	Incertezas na medição dos caudais e a sua influência na composição das atmosferas	95
A.1	Incerteza inerente à medição do caudal de metanol	95
A.2	Incerteza inerente à medição do caudal de azoto	99
A.3	Incerteza inerente à medição do caudal de amónia	102
A.4	Incerteza inerente à composição da atmosfera	105
B	Influência das incertezas da pressão e temperatura na composição da atmosfera	106
C	Temperatura da mistura de gases depois da queima	108
D	Dimensionamento do permutador de tubos concêntricos	114
D.1	Metanol na fase líquida	114
D.2	Metanol na mudança de fase	119
D.3	Metanol na fase gasosa	122
D.4	Cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metanol	126
D.5	Influência das incertezas no comprimento do permutador	129
E	Dimensões de tubos de aço inoxidável	132
F	Características do reservatório de água	135

Índice de Figuras

Figura 1.1	Forno de cementação por atmosfera controlada [1].	2
Figura 1.2	Peças cementadas [3].	3
Figura 1.3	Perfis de carbono obtidos por cementação em função do tempo de cementação para temperatura constante [4].	4
Figura 1.4	Perfis de carbono em função da temperatura de cementação obtidos para tempos constantes [4].	4
Figura 1.5	Profundidade da camada de cementação em função do tempo para diferentes temperaturas [2].	5
Figura 1.6	Profundidade da camada de cementação em função do tempo e do potencial de carbono para uma temperatura de 920 °C [5].	6
Figura 1.7	Esquema dos sensores de zircónia [6].	8
Figura 1.8	Forno tipo câmara de carga presente na instalação da Ramada Aços [5].	11
Figura 1.9	Medidores de caudal e pressão dos gases usados na cementação. . .	12
Figura 1.10	Diagrama simplificado do tratamento térmico efetuado.	14
Figura 1.11	Gases a ser queimados na exaustão.	15
Figura 1.12	Carga a entrar no forno e a passar pela cortina de chamas.	15
Figura 1.13	Conduta que direciona os gases para o exterior assinalada com uma seta.	16
Figura 2.1	Caudal e pressão relativa do azoto.	20
Figura 2.2	Rotâmetro usado para medição do caudal de metanol líquido. . . .	21
Figura 2.3	Pressão relativa do metanol.	22
Figura 2.4	Rotâmetro e manómetro do amónia com os respetivos valores de caudal e pressão relativa.	24
Figura 3.1	Variação da fração molar de CO em função do caudal molar de metanol e dos erro no caudal de azoto.	40
Figura 3.2	Variação da fração molar de H ₂ em função do caudal molar de metanol e do erro no caudal de azoto.	41
Figura 3.3	Variação da fração molar de N ₂ em função do caudal molar de metanol e do erro no caudal de azoto.	41

Figura 3.4	Variação da fração molar de CH_4 em função do caudal molar de metanol e do erro no caudal de azoto.	42
Figura 3.5	Variação da fração molar de CO em função do caudal molar de propano durante a cementação.	43
Figura 3.6	Variação da fração molar de H_2 em função do caudal molar de propano durante a cementação.	44
Figura 3.7	Variação da fração molar de N_2 em função do caudal molar de propano durante a cementação.	44
Figura 3.8	Variação da fração molar de CH_4 em função do caudal molar de propano durante a cementação.	45
Figura 3.9	Variação da fração molar de CO em função do caudal molar de propano durante a carbonitruração.	46
Figura 3.10	Variação da fração molar de H_2 em função do caudal molar de propano durante a carbonitruração.	47
Figura 3.11	Variação da fração molar de N_2 em função do caudal molar de propano durante a carbonitruração.	47
Figura 3.12	Variação da fração molar de CH_4 em função do caudal molar de propano durante a carbonitruração.	48
Figura 3.13	Variação da fração molar de CO em função do caudal molar de amónia.	49
Figura 4.1	Diagrama do permutador de tubos concêntricos.	51
Figura 4.2	Excerto das equações introduzidas no EES.	56
Figura 4.3	Curva de ebulição em vaso da água a 1 atmosfera [14].	58
Figura 5.1	Diagrama do reservatório de água.	70
Figura 5.2	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador do reservatório de água, primeira parte.	72
Figura 5.3	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador do reservatório de água, última parte.	73
Figura 5.4	Janela de soluções do EES - dimensionamento do reservatório de água.	74
Figura 5.5	Evolução da temperatura da água no ponto 2 ao longo do tempo.	74
Figura 5.6	Volume do reservatório em função da potência debitada pela serpentina.	75
Figura 5.7	Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, primeira parte.	81
Figura 5.8	Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, segunda parte.	82
Figura 5.9	Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, terceira parte.	83

Figura 5.10	Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, quarta parte.	84
Figura 5.11	Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, última parte.	84
Figura 5.12	Potência transferida da serpentina para o reservatório em função do caudal de água na serpentina.	85
Figura 5.13	Incerteza na potência transferida da serpentina para o reservatório em função do caudal de água na serpentina.	86
Figura 5.14	Temperatura de saída da água da serpentina em função do caudal de água na serpentina.	87
Figura 5.15	Potência da serpentina em função da temperatura de entrada da água na serpentina.	87
Figura 5.16	Perda de carga no escoamento na serpentina em função do caudal de água na serpentina.	88
Figura A.1	Janela do EES com as equações e resultados obtidos.	97
Figura A.2	Variação do erro em função do valor de caudal medido [22].	100
Figura C.1	Janela das equações formatadas do EES para o cálculo da temperatura da mistura, primeira parte.	112
Figura C.2	Janela das equações formatadas do EES para o cálculo da temperatura da mistura, segunda parte.	112
Figura C.3	Janela das equações formatadas do EES para o cálculo da temperatura da mistura, terceira parte.	113
Figura C.4	Janela das equações formatadas do EES para o cálculo da temperatura da mistura, última parte.	113
Figura D.1	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, primeira parte.	115
Figura D.2	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, segunda parte.	115
Figura D.3	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, terceira parte.	116
Figura D.4	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, quarta parte.	116
Figura D.5	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, quinta parte.	117
Figura D.6	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, última parte.	117
Figura D.7	Janela de soluções do EES - dimensionamento do permutador fase líquida.	118

Figura D.8	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, primeira parte.	119
Figura D.9	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, segunda parte.	120
Figura D.10	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, terceira parte.	120
Figura D.11	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, quarta parte.	121
Figura D.12	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, última parte.	121
Figura D.13	Janela de soluções do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase.	122
Figura D.14	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, primeira parte.	122
Figura D.15	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, segunda parte.	123
Figura D.16	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, terceira parte.	123
Figura D.17	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, quarta parte.	124
Figura D.18	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, quinta parte.	124
Figura D.19	Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, última parte.	125
Figura D.20	Janela de soluções do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa.	125
Figura D.21	Janela das equações formatadas do EES - cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metano, primeira parte.	126
Figura D.22	Janela das equações formatadas do EES - cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metano, segunda parte.	127
Figura D.23	Janela das equações formatadas do EES - cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metano, última parte.	128
Figura D.24	Janela de soluções do EES - cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metanol.	128
Figura D.25	Gráfico do coeficiente de transferência de calor local bifásico em função do título do metanol.	129
Figura D.26	Incerteza no comprimento na secção do permutador durante a fase líquida do metanol.	130
Figura D.27	Incerteza no comprimento na secção do permutador durante a mudança de fase.	130

Figura D.28 Incerteza no comprimento na secção do permutador durante a fase de vapor do metanol.	131
Figura D.29 Incerteza no comprimento total do permutador.	131

Índice de Tabelas

Tabela 1.1	Composição de equilíbrio da atmosfera no interior do forno sem carga	13
Tabela 1.2	Composição de equilíbrio da atmosfera no interior do forno durante o processo de cementação	13
Tabela 1.3	Composição de equilíbrio da atmosfera no interior do forno durante o processo de carbonitruração	17
Tabela 2.1	Propriedades do rotâmetro e dos fluidos	23
Tabela 2.2	Caudais de metanol para as três riscas presentes na tampa em acrílico do rotâmetro de metanol líquido	23
Tabela 2.3	Propriedades da amónia e valores das medições efetuadas	25
Tabela 2.4	Caudais mássicos e molares das diferentes substâncias para os diferentes casos estudados	26
Tabela 2.5	Frações molares das espécies mais abundantes e suas incertezas na atmosfera do forno sem carga	27
Tabela 2.6	Frações molares das espécies mais abundantes e suas incertezas na atmosfera durante a cementação	27
Tabela 2.7	Frações molares das espécies mais abundantes e suas incertezas na atmosfera do forno durante a carbonitruração	27
Tabela 2.8	Novos valores das frações molares para os três casos distintos	28
Tabela 2.9	Caudais volúmicos de extração para os três casos distintos	29
Tabela 2.10	Propriedades da atmosfera sem carga no forno para diferentes temperaturas	31
Tabela 2.11	Entalpias a 25 °C, número de moles e massa molar de cada espécie da reação (2.25)	32
Tabela 2.12	Propriedades da atmosfera durante a cementação para diferentes temperaturas	34
Tabela 2.13	Entalpias a 25 °C, número de moles e massa molar da reação (2.32)	34
Tabela 2.14	Propriedades da atmosfera durante a carbonitruração para diferentes temperatura	36
Tabela 2.15	Entalpias a 25 °C, número de moles e massa molar da reação (2.38)	37
Tabela 4.1	Massa volúmica dos gases de exaustão antes da queima e caudal volúmico para várias temperaturas durante a cementação	52

Tabela 4.2	Diâmetro mínimo do tubo para o permutador em função da velocidade máxima e da presença de carga no forno	53
Tabela 4.3	Dimensões de tubos de aço inoxidável [11]	53
Tabela 4.4	Dimensionamento do permutador de tubos concêntricos - fase líquida	57
Tabela 4.5	Dimensionamento do permutador de tubos concêntricos - mudança de fase	63
Tabela 4.6	Dimensionamento do permutador de tubos concêntricos - vapor . .	64
Tabela 4.7	Características do permutador de tubos concêntricos	64
Tabela 4.8	Perda de carga em linha dos escoamentos em cada secção do permutador	66
Tabela 4.9	Coefficiente de perda de carga localizada para as geometrias presentes no permutador	66
Tabela 4.10	Perdas de carga localizada provocada por geometrias presentes em duas secções do permutador	67
Tabela 4.11	Incerteza nos valores da perda de carga em linha do dois escoamentos	67
Tabela 5.1	Propriedades da água à pressão do reservatório	76
Tabela 5.2	Características da serpentina do reservatório	78
Tabela A.1	Características do rotâmetro GT 1355 SERIES SHO-RATE usado para a medição do caudal de metanol	95
Tabela A.2	Características do manómetro usado para a medição da pressão do caudal de metanol	96
Tabela A.3	Valor das incertezas do caudal volúmico de metanol para os casos sem carga no forno e durante a cementação	98
Tabela A.4	Valor das incertezas do caudal mássico de metanol para os casos sem carga no forno e durante a cementação	98
Tabela A.5	Valor das incertezas do caudal molar de metanol para os casos sem carga no forno e durante a cementação	98
Tabela A.6	Variáveis usadas para a determinação do erro relativo [22]	99
Tabela A.7	Características do rotâmetro TecFluid modelo 2340 e valores das variáveis usadas para o cálculo da incerteza na medição	100
Tabela A.8	Características do manómetro usado para a medição da pressão do caudal de azoto	101
Tabela A.9	Valores dos caudais de azoto e suas incertezas	102
Tabela A.10	Características do rotâmetro usado para a medição do caudal de amónia	103
Tabela A.11	Características do manómetro usado para a medição da pressão do caudal de amónia	103
Tabela A.12	Valores dos caudais de amónia e suas incertezas	104

Tabela A.13	Influência da incerteza no cálculo do caudal na frações molares dos elementos mais abundantes na atmosfera do forno sem carga	105
Tabela A.14	Influência da incerteza no cálculo do caudal na frações molares dos elementos mais abundantes na atmosfera de cementação	105
Tabela A.15	Influência da incerteza no cálculo do caudal na frações molares dos elementos mais abundantes na atmosfera de carbonitruração	105
Tabela B.1	Influência da incerteza da temperatura e pressão na fração molar dos elementos mais abundantes da atmosfera sem carga	106
Tabela B.2	Influência da incerteza da temperatura e pressão na fração molar dos elementos mais abundantes da atmosfera durante a cementação	107
Tabela B.3	Influência da incerteza da temperatura e pressão na fração molar dos elementos mais abundantes da atmosfera durante a carbonitruração . .	107
Tabela C.1	Propriedades dos produtos de combustão com 10% de excesso de ar	110
Tabela C.2	Temperatura da mistura de gases e da parede exterior da conduta para vários caudais de ar	111

Nomenclatura

Símbolo	Descrição	Unidades
aC	Carbono ativo	[%]
A	Área da secção	[m ²]
	Parâmetro da equação (4.16)	[-]
$A_{\text{superficial}}$	Área superficial	[m ²]
B_n	Incerteza sistemática da variável n	[-]
Bo	Número de ebulição	[-]
c_p	Calor específico a pressão constante	[kJ/(kg · K)]
$\bar{c}_p$	Calor específico a pressão molar	[kJ/(kmol · K)]
c_0	Concentração de oxigénio no interior do eléctrodo	[%]
c_1	Concentração de oxigénio no exterior do eléctrodo	[%]
C	Quociente entre $\dot{C}_{\text{min}}$ e $\dot{C}_{\text{máx}}$	[-]
	Parâmetro da equação (4.16)	[-]
$\dot{C}$	Produto do caudal mássico pelo calor específico a pressão constante	[kW/K]
Co	Número de convecção	[-]
d	Densidade	[-]
D	Diâmetro	[m]
DP	Ponto de orvalho	[°F]
E	Energia	[kWh]
EC	Força eletromotriz	[mV]
f	Fator de atrito	[-]
F	Constante da equações (4.39) e (4.40)	[-]
$F_1 - F_4$	Parâmetros nas equações (4.22) - (4.25)	[-]
$F_{\%}$	Erro relativo do valor medido	[%]
Fr_L	Número de Froude assumindo que todo o fluxo de massa está no estado líquido	[-]
g	Aceleração da gravidade	[m/s ²]
G	Fluxo de massa	[kg/(m ² · s)]

	Erro máximo permitido	[%]
$\bar{h}$	Entalpia específica molar	[kJ/kmol]
h_{ar}	Entalpia específica do ar exterior	[kJ/kg]
h_{exterior}	Coefficiente de convecção do ar exterior	[W/(m ² · K)]
h_{fg}	Calor latente de vaporização	[kJ/kg]
h_{gases}	Coefficiente de convecção dos gases de exaustão no permutador	[W/(m ² · K)]
h_l	Coefficiente de transferência de calor superficial da fase líquida	[W/(m ² · K)]
h_{metanol}	Coefficiente de convecção do metanol	[W/(m ² · K)]
h_{mist}	Entalpia específica da mistura	[kJ/kg]
h_{mistura}	Coefficiente de convecção da mistura dos gases	[W/(m ² · K)]
h_{TP}	Coefficiente de transferência de calor local bifásico	[W/(m ² · K)]
$h_1 - h_4$	Entalpia específica da água dos pontos 1 ao 4 do diagrama do reservatório	[kJ/kg]
k	Condutividade térmica	[W/(m · K)]
$k_{\text{aço}}$	Condutividade térmica do aço	[W/(m · K)]
K_{CO}	Constante de equilíbrio dependente da temperatura	[-]
K_W	Constante de equilíbrio dependente da temperatura	[-]
L	Comprimento	[m]
$\dot{m}$	Caudal mássico	[kg/h]
$\dot{m}_{\text{gases}}$	Caudal mássico dos gases de exaustão	[kg/s]
$\dot{m}_1 - \dot{m}_4$	Caudal mássico de água nos pontos 1 ao 4 do diagrama do reservatório	[kg/s]
M	Massa molar	[kg/kmol]
n	Número de moles	[kmol]
	Expoente na equação (4.19)	[-]
$\dot{n}$	Caudal molar	[mol/h]
N	Número de unidades de transferência	[-]
Nu	Número de Nusselt	[-]

P	Pressão	[kPa]
P_{CO_2}	Pressão parcial do CO_2	[atm]
P_{forno}	Pressão do forno	[kPa]
P_{H_2}	Pressão parcial do H_2	[atm]
$P_{\text{H}_2\text{O}}$	Pressão parcial do H_2O	[atm]
P_n	Incerteza aleatória da variável n	[-]
P_{O_2}	Pressão parcial do O_2	[atm]
P_R	Pressão relativa a 6,895 Mpa	[-]
Pr	Número de Prandtl	[-]
PCI	Poder calorífico inferior	[kJ/kg]
q	Parâmetro da equação (1.18)	[-]
q_G	Limite limiar	[%]
$q_{\text{radiação}}$	Fluxo de calor transferido da parede para o exterior através de radiação	[W/m ²]
$q\%$	Valor do caudal em percentagem	[%]
$\dot{q}$	Fluxo de calor	[W/m ²]
$\dot{q}_{\text{crit}}$	Fluxo de calor crítico	[W/m ²]
$\dot{Q}$	Potência calorífica	[kW]
rph	Renovações por hora	[renovações/h]
$R_{\text{aço}}$	Resistência térmica do aço	[K/W]
R_c	Raio de curvatura	[mm]
R_{gases}	Resistência térmica dos gases de exaustão	[K/W]
R_{metanol}	Resistência térmica do metanol	[K/W]
R_{Mistura}	Constante particular das misturas	[kJ/(kmol · K)]
$R_{\text{sujidade exterior}}$	Resistência térmica de sujidade exterior	[K/W]
$R_{\text{sujidade interior}}$	Resistência térmica de sujidade interior	[K/W]
R_{total}	Resistência térmica total do permutador	[K/W]
R_u	Constante universal dos gases perfeitos	[kJ/(kmol · K)]
Re	Número de Reynolds	[-]

Re_{crit}	Número de Reynolds crítico para escoamentos em serpentinas	[-]
$\bar{s}$	Entropia específica molar	[kJ/(kmol · K)]
T	Temperatura	[K]
$T_{adiabática}$	Temperatura adiabática de chama	[°C]
T_{filme}	Temperatura do filme	[°C]
T_{forno}	Temperatura do forno	[K]
$T_{média}$	Temperatura média dos gases de exaustão no permutador	[°C]
T_{parede}	Temperatura da parede do tubo interior do permutador	[°C]
TR	Temperatura absoluta	[°R]
u	Energia interna específica	[kJ/kg]
U_n	Incerteza combinada da variável n	[-]
U_t	Energia interna da água do reservatório no instante t	[kJ]
U_0	Energia interna inicial da água do reservatório	[kJ]
UA	Coeficiente global de transferência de calor	[W/K]
v	Velocidade	[m/s]
V	Volume	[m ³]
$\dot{V}$	Caudal volúmico	[m ³ /h]
x	Título	[-]
x_n	Fração molar do elemento n na atmosfera do forno	[-]
Z	Parâmetro da equação (1.19)	[-]

Símbolos gregos

Símbolo	Descrição	Unidades
Δh_{sub}	Subarrefecimaneto na entrada	[kJ/kg]
$\Delta \bar{h}_{vap}$	Entalpia de vaporização molar	[kJ/kmol]

ΔP	Perda de carga em linha	[Pa]
$\Delta P_{\text{loc.}}$	Perda de carga localizada	[Pa]
Δt	Intervalo de tempo	[s]
$\Delta T_{\text{excesso}}$	Temperatura de excesso	[°C]
ϵ	Eficiência do permutador	[%]
$\epsilon_{\text{paredes}}$	Emissividade da parede	[-]
μ	Viscosidade dinâmica	[Pa · s]
ρ	Massa volúmica	[kg/m ³]
$\bar{\rho}$	Massa volúmica média	[kg/m ³]
σ	Tensão superficial	[N/m]
σ_s	Constante de Stefan–Boltzmann	[W/(m ² · K ⁴)]
ψ	Número adimensional da equação (4.30)	[-]
ψ_{bs}	Valor de ψ em regime de colapso de bolhas	[-]
ψ_{cb}	Valor de ψ em regime de ebulição por convecção	[-]
ψ_{nb}	Valor de ψ em regime de ebulição nucleada	[-]
ψ_v	Parâmetro de ajuste para tubos verticais	[-]

Subscritos

Símbolo	Descrição
0	Estado inicial
c	tubagem curva
calc.	Calculado
carbonitruração	Durante o processo de carbonitruração
cementação	Durante o processo de cementação
combustível	Combustível da reação de combustão dos gases de exaustão
crit	Crítico
f	Estado de líquido saturado
F	Fluido

final	Saída do permutador
g	Estado de vapor saturado
gases	Gases de exaustão do forno antes da queima
ini.	Inicial - Entrada do permutador
l	Líquido
loc.	Localizada
máx.	Máximo
min	Mínimo
mistura, mist	Mistura dos produtos da combustão dos gases de exaustão com ar exterior
Mistura	Atmosfera do forno
produtos	Produtos da reação de combustão dos gases de exaustão
PT	Condições de pressão e temperatura do gás de calibração
reagentes	Reagentes da reação de combustão
s	Tubagem reta
s/carga	Caso do forno sem carga
sub	Subarrefecido
t	Propriedade no instante t
T_{ad}	Temperatura adiabática de chama
T_2	Temperatura no ponto 2 do diagrama do reservatório
vap	Vaporização
w	Água

Capítulo 1

Introdução

A dissertação apresentada representa a última etapa do Mestrado Integrado em Engenharia Mecânica, na especialização em Energia Térmica.

O objetivo deste projeto é melhorar a eficiência energética da instalação de cementação de atmosfera controlada presente no setor de tratamentos térmicos da Ramada Aços S.A.

A parceria existente entre a Metalsolvus, a Ramada Aços S.A e a Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto tornou possível a realização deste trabalho.

1.1 A empresa Ramada Aços S.A

A empresa Ramada Aços foi fundada em Ovar no ano de 1935 por Francisco F. Ramada e, atualmente, é especializada no comércio, tratamento e soluções de aços. A empresa está sediada em Ovar e possui filiais em Braga, Águeda, Marinha Grande e Lisboa.

No início, a área de negócio da empresa era a fita de serra para madeira. Mais tarde foi criada uma área de negócio de comercialização de aços e, em 1950, a empresa começou a prestar serviços de tratamentos térmicos. Em 2010 deu-se o alargamento da gama de produtos com a comercialização de aços inoxidáveis e, dois anos mais tarde, iniciou-se a comercialização de ligas não ferrosas.

A Ramada Aços está fortemente presente no mercado dos tratamentos térmicos tendo a capacidade de fornecer diversos tipos de tratamentos como por exemplo, cementação, têmpera, nitruração, precipitação, revenidos, entre outros. Para além disso, disponibiliza a produção customizada de peças com maquinaria de alta precisão que possibilita a obtenção de estruturas com vários graus de complexidade, respondendo aos requisitos impostos pelo cliente.

1.2 Cementação em atmosfera controlada

A cementação é um processo termoquímico de endurecimento superficial dos aços, implicando a realização de um ciclo térmico, durante o qual são introduzidos gases (à base de hidrocarbonetos) que se dissociam no interior do forno, fornecendo carbono para a superfície do aço. O carbono irá penetrar na superfície do aço por um processo de difusão, no qual a profundidade de introdução do carbono será tanto maior quanto maior for o tempo de permanência das peças a alta temperatura no interior do forno.

Existem diversas tecnologias para a realização de um tratamento térmico de cementação. No caso que está a ser estudado, a instalação de cementação em estudo é do tipo de atmosfera controlada, no qual as peças são introduzidas por uma porta frontal e transferidas para a zona quente, no interior da qual é introduzida a atmosfera de cementação sob um caudal contínuo sobre as peças. Esta mistura de gases combustíveis é à saída do forno combustada por chama, de modo a assegurar a segurança da instalação. No final da etapa de permanência das peças na câmara quente do forno, as peças são transferidas para dentro de um tanque com óleo quente e agitado, de modo a promover o endurecimento das peças. Na figura 1.1 mostra-se um forno de atmosfera controlada (de transferência) no qual se identificam estas zonas anteriormente descritas.

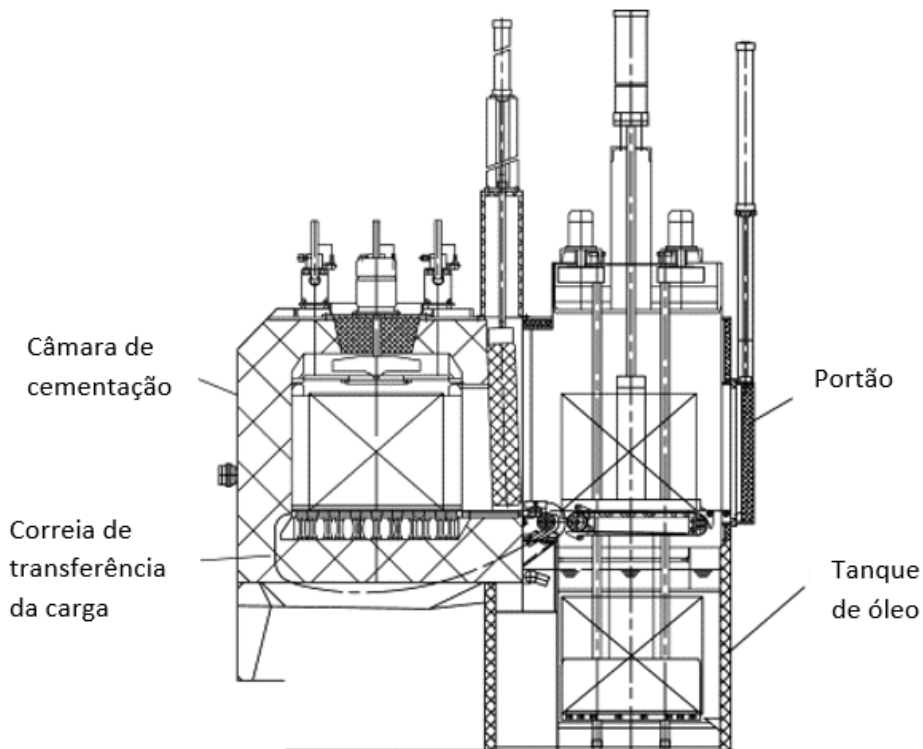


Figura 1.1: Forno de cementação por atmosfera controlada [1].

A cementação é um processo usado para melhorar a resistência ao desgaste das peças através do enriquecimento das suas superfícies com carbono, mantendo as características tenazes do núcleo resistente ao choque. Este processo aplica-se sobretudo em aços com baixo teor em carbono (teor da ordem dos 0,15 %). Em função da temperatura escolhida, do tempo de exposição à mesma e do potencial de carbono da atmosfera, o carbono que será transmitido para a superfície da peça e a sua penetração irá variar, por isso, a profundidade da camada endurecida será diferente [2], conforme mostrado na figura 1.2, onde se pode ver provetes semelhantes com camadas cementadas diferentes, consequência dos aspetos referidos anteriormente.



Figura 1.2: Peças cementadas [3].

1.3 Controlo do processo

Como já foi referido anteriormente, as propriedades da superfície cementadas são definidas pela difusão do carbono na superfície da peça. Este efeito pode ser identificado nas figuras 1.3 e 1.4. Na qual se pode observar que quanto maior for o tempo ou a temperatura (esta última para um tempo constante) maior será a profundidade de penetração do carbono).

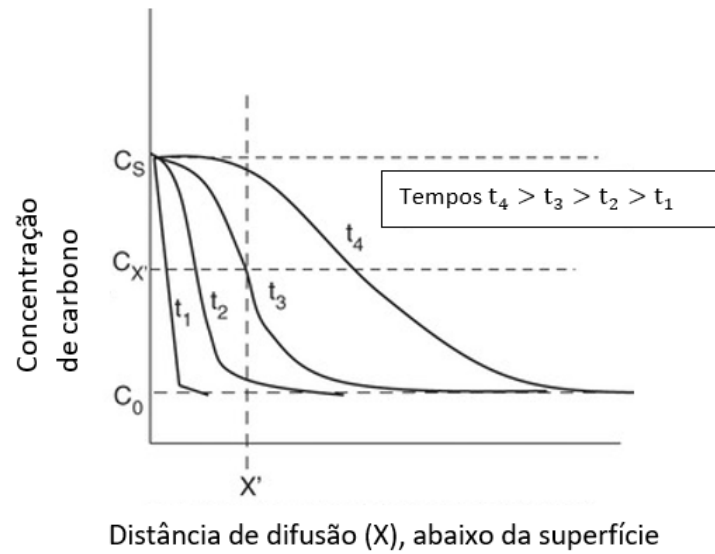


Figura 1.3: Perfis de carbono obtidos por cementação em função do tempo de cementação para temperatura constante [4].

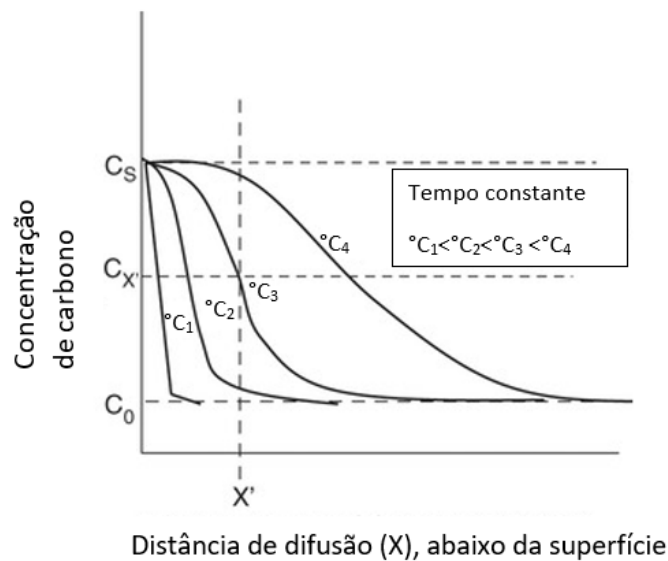


Figura 1.4: Perfis de carbono em função da temperatura de cementação obtidos para tempos constantes [4].

As temperaturas para realizar este tratamento térmico vão desde os 850 °C aos 980 °C, sendo possível estimar a penetração da camada de carbono em função do tempo de cementação para diferentes temperaturas através de gráficos de potencial constante, tal como mostrada na figura 1.5 [2] .

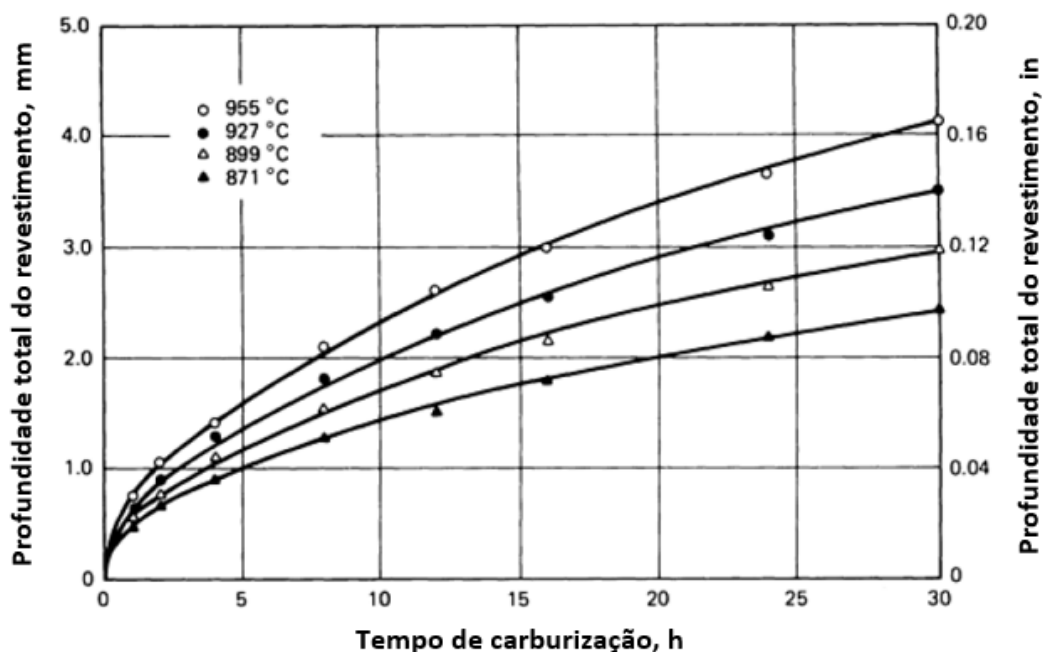


Figura 1.5: Profundidade da camada de cementação em função do tempo para diferentes temperaturas [2].

No caso do processo que está a ser estudado, a temperatura mais usada é de 920 °C. Esta temperatura garante tempos de cementação relativamente rápidos sem que ocorra o crescimento do grão, ou a rápida deterioração do forno e de outros equipamentos envolvidos. Para aumento da profundidade da camada, poder-se-á optar por aumentar a temperatura, ou o tempo de permanência em contacto com a atmosfera de cementação. O aumento da temperatura poderá ser uma solução perigosa, dado que o tamanho do grão poderá crescer em demasia, fazendo com que o aço perca propriedades, sendo a maior parte das vezes preferível o aumento do tempo de cementação mantendo a temperatura constante. Por outro lado, para camadas mais finas reduz-se a temperatura, porque a velocidade de cementação é menor e, por isso, consegue-se um controlo muito mais preciso da profundidade de penetração da camada de carbono [2].

Para um processo a 920 °C a profundidade da camada cementada em função do tempo de exposição e do potencial de carbono na atmosfera pode ser conhecida usando os gráficos presentes na figura 1.6.

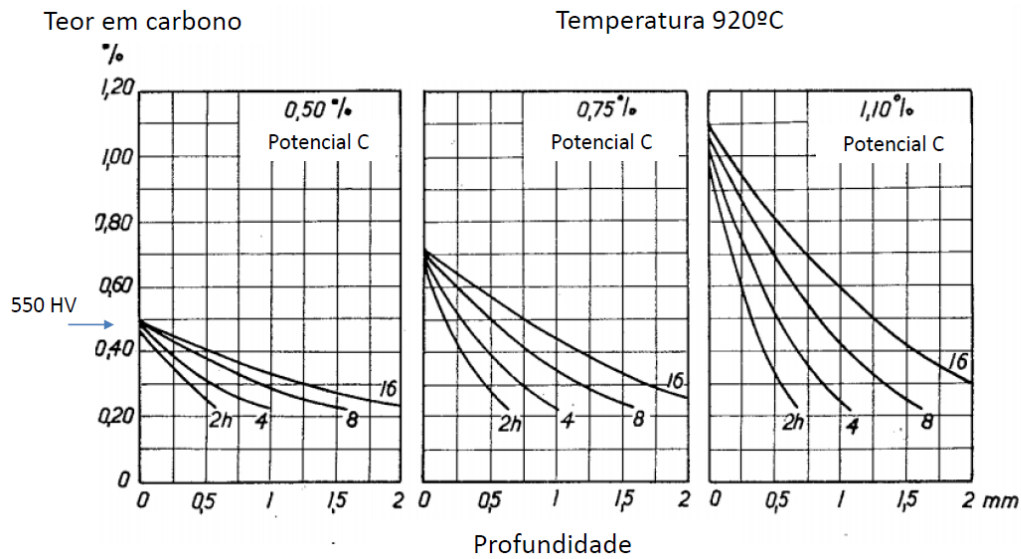


Figura 1.6: Profundidade da camada de cementação em função do tempo e do potencial de carbono para uma temperatura de 920 °C [5].

Do ponto de vista industrial, são quase exclusivamente usadas atmosferas com potencial de carbono acima dos 0,5 %, uma vez que, normalmente, pretende-se obter durezas superiores a 550 HV depois do tratamento térmico, sendo o potencial de carbono mais usado de 0,8 % (concentração volúmica), porque teores superiores originam a formação de cementite na estrutura do aço, o que fragiliza a camada endurecida.

A atmosfera presente dentro do forno é rica em CO, N₂, H₂, CO₂, H₂O e C₃H₈. Portanto irá ocorrer a seguinte reação reversível para se manter o equilíbrio.



O processo da cementação é um processo reversível que depende do potencial de carbono presente na atmosfera. Esse processo pode ser caracterizado através das seguintes equações:



Um processo baseado apenas nestas reações irá demorar imenso tempo e é aqui que entra o propano de forma a aumentar a velocidade com que o carbono se depo-

sita na superfície da peça. Estas reações podem ser escritas através das seguintes equações:



Como se pode observar, as reações anteriores irão aumentar a concentração de CO e H₂ na atmosfera dentro do forno e, por isso, incrementar as reações presentes nas equações (1.2) e (1.3) no sentido da transferência de carbono para a superfície da peça [2].

De forma simplificada o potencial de carbono do propano pode ser escrito da seguinte forma:



Como não é economicamente viável nem seguro injetar as quantidades de propano necessárias para se obter os resultados pretendidos, então, utiliza-se outra substância para aumentar o potencial de carbono na atmosfera, o metanol, e utiliza-se o azoto, gás inerte, que serve como gás de enchimento e de proteção.

O metanol devido à alta temperatura presente no interior do forno decompõe-se dando origem a monóxido de carbono e hidrogénio [2].



Tal como o propano, o metanol irá fazer com que as reações das equações (1.2) e (1.3) se desloquem para a direita aumentando, deste modo, a concentração de CO e, consequentemente, a deposição de carbono [2].

É comum o uso de misturas de metanol, azoto e propano na cementação, de modo a melhor controlar o processo (potencial adequado e sem originar fuligem), a custos mais moderados.

Na cementação, nem os constituintes gasosos da atmosfera, nem a atmosfera, nem a peça que está a ser cementada estão em equilíbrio. Apesar disso, as equações 1.1, 1.2 e 1.3 atingem o equilíbrio rapidamente, o que torna possível prever a velocidade da deposição da camada de carbono na peça através da composição da atmosfera. Caso o potencial de carbono (calculado através da medição da concentração de

CO₂ ou de H₂O ou de O₂), a temperatura e tempo de cementação se mantenham constantes, a camada de cementação pode ser semelhante mesmo para diferentes fornos e diferentes caudais de gases [2].

Na instalação de cementação da Ramada Aços são utilizados sensores de zircónia. Estes sensores são constituídos por um eléctrodo que possui uma atmosfera de referência no seu interior e através da diferente concentração de oxigénio no seu interior e no seu exterior (interior do forno) produz uma força eletromotriz [6]. Na figura 1.7 está apresentado um esquema desses sensores.

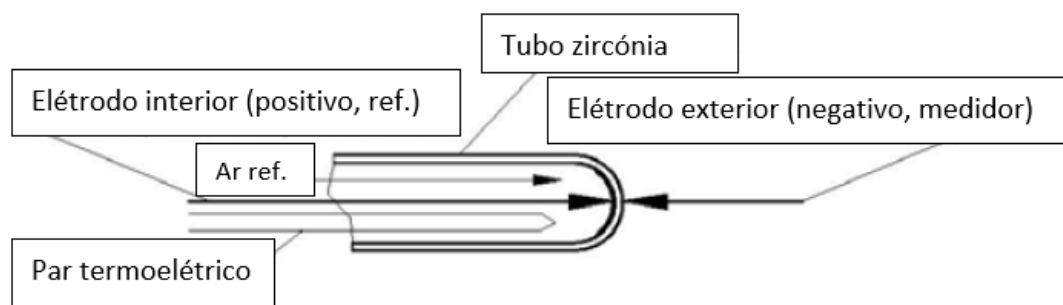


Figura 1.7: Esquema dos sensores de zircónia [6].

A força eletromotriz, EC , produzida na célula é calculada da seguinte forma,

$$EC = -0,0275TR \log_{10} \left(\frac{c_0}{c_1} \right) \text{ [mV]} \quad (1.8)$$

onde TR é a temperatura absoluta em graus Rankine, c_0 e c_1 são a concentração de oxigénio no interior e no exterior dos eléctrodos, respetivamente [6].

Ambos os parâmetros que interessam para a cementação (ponto de orvalho e o potencial de carbono), podem ser determinados diretamente a partir da medição da concentração de oxigénio [6].

1.3.1 Ponto de orvalho

Este parâmetro é usado no controlo dos geradores endotérmicos que fornecem os componentes necessários à atmosfera no interior do forno para a realização do tratamento térmico [6].

O vapor de água presente na atmosfera do forno segue a seguinte reação de dissociação [6]:



Aplicando o princípio do aumento da entropia obtém-se uma equação que des-

creve a quantidade de cada elemento presente na mistura [6].

$$K_W = P_{H_2} P_{O_2} \frac{1}{2P_{H_2O}} \quad (1.10)$$

onde, K_W é a constante de equilíbrio dependente da temperatura e de P_{H_2} , P_{O_2} e P_{H_2O} são as pressões parciais, em atm, do H_2 , O_2 e H_2O , respetivamente.

A constante de equilíbrio K_W pode ser descrita usando a seguinte equação:

$$\log_{10} K_W = 2,82 - \frac{23000}{TR} \quad (1.11)$$

Por último, é necessário mais uma equação para chegar à expressão final do ponto de orvalho (DP).

$$\log_{10} P_{H_2O} = 6,3979 - \frac{4238,7}{DP + 460} \quad (1.12)$$

com o ponto de orvalho, DP, em graus Rankine. Combinando as equações anteriores chega-se à equação (1.13) que permite calcular o ponto de orvalho, DP (*dew point*) [6].

$$DP = \frac{4238,7}{9,55731 - \log_{10} P_{H_2}} + \frac{EC - 1267,8}{0,05512TR} - 460 \text{ [}^\circ\text{R]} \quad (1.13)$$

EC e TR são medidas diretamente pelo sensor, pelo contrário P_{H_2} deve ser medida através de outros meios analíticos, normalmente, para o caso de geradores endotérmicos assume-se um valor de 0,4 atmosferas [6].

Potencial de carbono

Numa abordagem semelhante ao cálculo do ponto de orvalho no caso do potencial de carbono a reação de dissociação que ocorre no interior do forno é a seguinte [6]:



Aplicando o princípio do aumento da entropia à reação de equilíbrio anterior obtém-se a seguinte relação:

$$K_{CO} = aC P_{O_2} \frac{1}{2P_{CO}} \quad (1.15)$$

onde, K_{CO} é a constante de equilíbrio dependente da temperatura, P_{CO} e P_{O_2} são as pressões parciais do CO e do O_2 , respetivamente, e aC representa o carbono ativo

(termo semelhante à pressão parcial).

A constante de equilíbrio é função da temperatura e calcula-se através da equação (1.16).

$$\log_{10} K_{CO} = 4,5713 + \frac{10638}{TR} \quad (1.16)$$

O parâmetro aC está relacionado com o potencial de carbono da atmosfera, $\%C$, por isso, é preciso ser determinado [6].

$$aC = 1,07q \frac{103751}{TR} \frac{\%C}{1 - 19,6\%C} \quad (1.17)$$

onde, $\%C$ é o potencial de carbono em número fracionário.

Na equação (1.17) existe o parâmetro q , que é função do tipo de liga que está a ser cementada. Para aços ao carbono q apresenta valores próximos de 1, mas quando estão presentes elementos de liga é necessário realizar uma correção [6], dado pela equação que se segue:

$$\begin{aligned} q = 1 + 0,15\%Si + 0,33\%Si_2 + 0,0365\%Mn - 0,13\%Cr + \\ 0,0055\%Cr_2 + 0,03\%Ni + 0,00365\%Ni_2 - \\ 0,025\%Mo - 0,01\%Mo_2 - 0,03\%Al - 0,02\%Al_2 - \\ 0,016\%Cu - 0,0014\%Cu_2 - 0,22\%V + 0,01\%V_2 \end{aligned} \quad (1.18)$$

sendo que as variáveis da equação (1.18) representam a concentração em base mássica dos diversos elementos de liga, em número fracionário, que podem estar presentes no aço.

Combinando então as equações (1.15) (1.16) (1.17) chega-se à expressão que permite calcular o potencial de carbono na atmosfera do forno [6].

$$\%C = \frac{3,792Z}{(324,3q/P_{CO}) + Z} \quad (1.19)$$

Onde Z é função da temperatura da seguinte forma,

$$Z = \frac{EC - 820,7}{0,0239TR} \quad (1.20)$$

Desta forma, é possível conhecer o potencial de carbono existente na atmosfera no interior do forno usando um sensor de zircónica.

1.4 Tratamento térmico

A instalação de cementação em atmosfera controlada da Ramada Aços possui dois fornos descontínuos (fornalhas de carga), na figura 1.8 está apresentado um fornos de cementação.



Figura 1.8: Forno tipo câmara de carga presente na instalação da Ramada Aços [5].

Neste forno é colocado um lote de peças numa antecâmara após entrada no forno, seguidamente as peças são encaminhadas para a zona quente, após fecho da porta e abertura do compartimento interior do forno. As peças são introduzidas para esta zona quente que se encontra a uma gama de temperatura que ronda os 920 °C. Os caudais de metanol, no estado líquido, e o azoto, no estado gasoso, são conduzidos para o interior do forno continuamente, o primeiro tem a função de garantir um potencial inicial de carbono na atmosfera de 0,4 %. O propano será introduzido de forma variável, isto é, de forma regulada, através da monitorização por uma sonda do potencial em carbono no interior do forno. Se o valor do potencial for inferior a 0,75 %C dá-se a abertura de uma válvula que irá fornecer um caudal de propano para o interior do forno. Quando o potencial atingir um valor entre 0,9 % e 1 %, dependendo do que é desejado, a válvula fecha. Este processo repete-se até ao final do tratamento térmico. A cementação ocorre em estágio duplo, denominado de saturação e o seguinte de difusão, durante o qual o potencial de carbono desce para 0,6 %.

Será importante para a escolha do tipo de aproveitamento energético, que será feito a partir dos gases de exaustão, conhecer a sua composição e qual o caudal.

Na instalação da Ramada Aços existe um conjunto de rotâmetros para medição do caudal dos vários gases, figura 1.9.

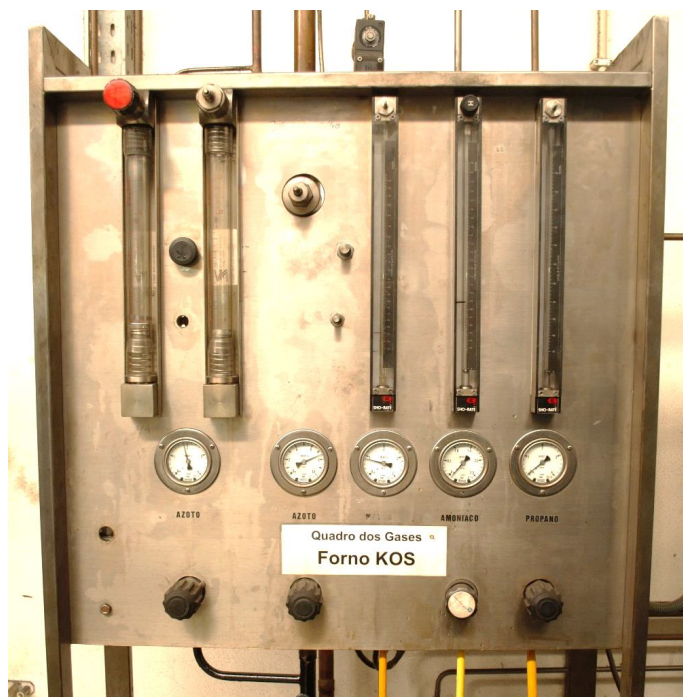


Figura 1.9: Medidores de caudal e pressão dos gases usados na cementação.

Os dois primeiros medidores, a contar da esquerda, são usados para azoto, os restantes são para o metanol, amoníaco e propano, respetivamente. O primeiro caudalímetro é apenas usado em caso de emergência, isto é, no caso de ser necessário uma injeção rápida de azoto no forno ou para realizar uma purga.

Sendo assim conhecidos os caudais injetados, é possível conhecer a composição do gás de exaustão com auxílio de uma “external routine” fornecida pelo “software” “EES: Engineering Equation Solver”, chamada de “Chemical Equilibrium” [7]. Essa “external routine” permite calcular a fração molar de equilíbrio da atmosfera que está no interior do forno. Para efetuar os cálculos foi considerada uma temperatura de 920 °C e uma pressão de 1 atmosfera no interior do forno.

Nas tabelas 1.1 e 1.2 estão expostos os valores da temperatura, pressão no interior do forno e a fração molar de várias espécies de gases, esta última calculada com base no EES. A tabela 1.1 apresenta os resultados para quando não está a ocorrer nenhum tratamento térmico no interior do forno e a tabela 1.2 durante o processo de cementação, ou seja, já existe injeção de propano no interior do forno.

Tabela 1.1: Composição de equilíbrio da atmosfera no interior do forno sem carga

T [K]		1193,15
P [kPa]		101,325
Fração molar, x	CH ₄	0,00187
	CO	0,1611
	CO ₂	0,0005089
	H	$9,798 \times 10^{-8}$
	H ₂	0,3219
	H ₂ O	0,001361
	N	$2,285 \times 10^{-18}$
	N ₂	0,5133
	NO	$1,670 \times 10^{-14}$
	NO ₂	$2,860 \times 10^{-26}$
	O	$9,950 \times 10^{-19}$
	O ₂	$2,139 \times 10^{-21}$
	OH	$3,307 \times 10^{-12}$

Tabela 1.2: Composição de equilíbrio da atmosfera no interior do forno durante o processo de cementação

T [K]		1193,15
P [kPa]		101,325
Fração molar, x	CH ₄	0,01565
	CO	0,2077
	CO ₂	0,0001603
	H	$1,099 \times 10^{-7}$
	H ₂	0,4052
	H ₂ O	0,0004186
	N	$1,943 \times 10^{-18}$
	N ₂	0,3709
	NO	$3,467 \times 10^{-15}$
	NO ₂	$1,450 \times 10^{-27}$
	O	$2,430 \times 10^{-19}$
	O ₂	$1,276 \times 10^{-22}$
	OH	$9,063 \times 10^{-13}$

Como se pode ver a injeção de propano provocou o aumento da percentagem de

monóxido de carbono e de metano e apesar do aumento do caudal de metanol de uma situação para a outra a percentagem de dióxido de carbono diminuiu devido à injeção de propano, que torna a atmosfera cada vez mais dependente do oxigénio para que as reações de dissociação aconteçam.

Depois da cementação, a temperatura do forno é reduzida até à temperatura de têmpera e as peças são mergulhadas em óleo aquecido. De seguida, as peças são colocadas noutro forno a 200 °C, no qual serão sujeitas a um revenido para reduzir as tensões residuais existentes, conferindo maior tenacidade à camada cementada, e diminuição da dureza da camada superficial para o valor pretendida. Na figura 1.10 está presente o ciclo de um tratamento térmico que cada peça é sujeita e uma estimativa do tempo para cada processo.

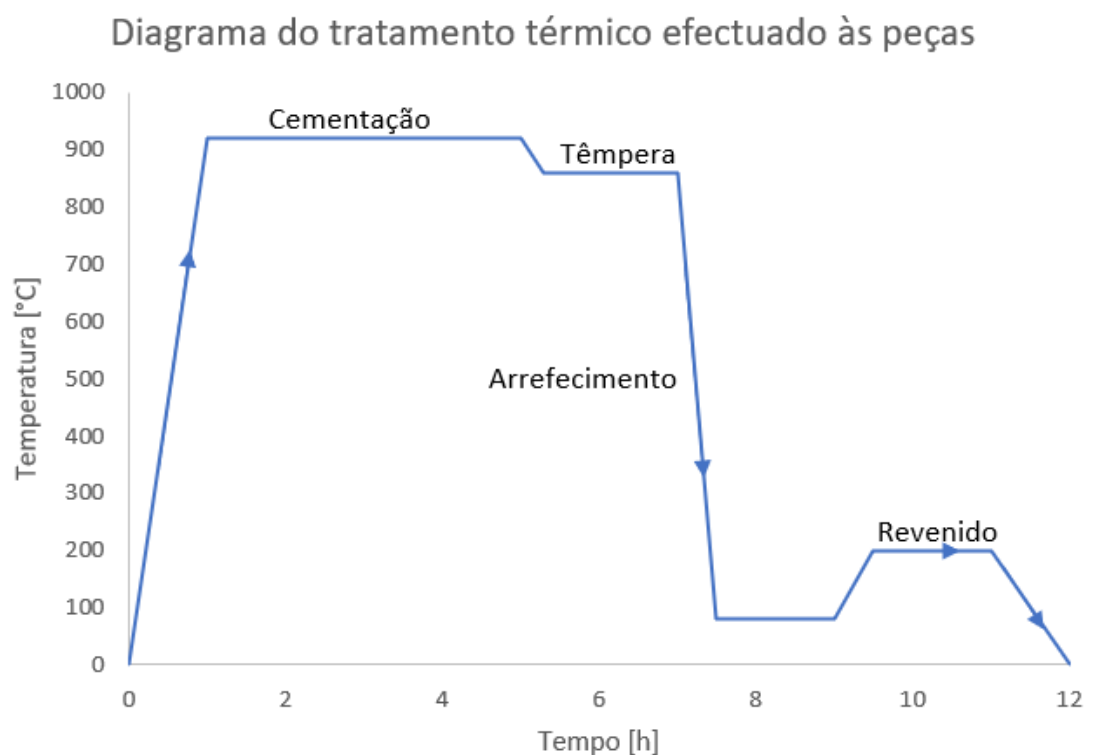


Figura 1.10: Diagrama simplificado do tratamento térmico efetuado.

Como foi visto anteriormente, a atmosfera dentro do forno durante todo o processo é rica em monóxido de carbono, que é um gás tóxico e, por isso, não pode ser expulso para atmosfera. Sendo assim, cada forno possui um queimador na exaustão, semelhante ao da figura 1.11, que queima os gases de exaustão transformando o monóxido de carbono em dióxido de carbono e o hidrogénio em vapor de água, deste modo, os gases de exaustão já podem ser libertados para o exterior.



Figura 1.11: Gases a ser queimados na exaustão.

Para além do mecanismo mencionado anteriormente, sempre que a porta do forno está aberta dá-se a ignição de uma cortina de chamas para impedir a contaminação com monóxido de carbono da atmosfera de trabalho. Na figura 1.12 apresenta-se uma foto da cortina de chamas durante a abertura da porta do forno.

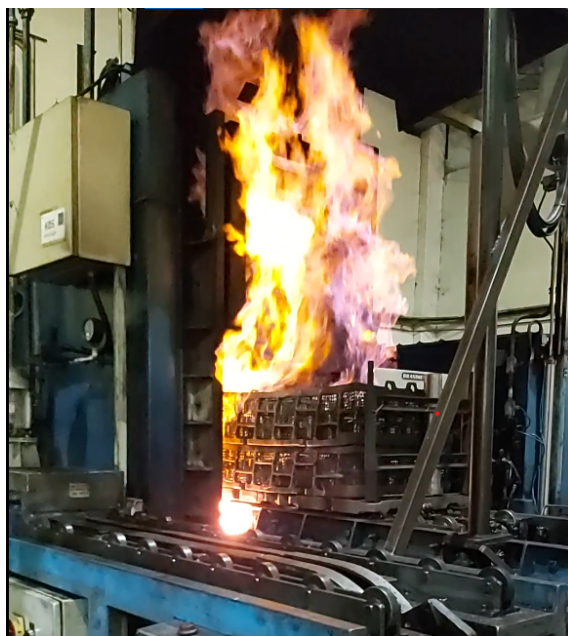


Figura 1.12: Carga a entrar no forno e a passar pela cortina de chamas.

Tanto os gases de exaustão como os gases que escapam durante a abertura da porta dos fornos são captados e direcionados para a mesma conduta onde serão expulsos para o exterior, como se pode ver pela figura 1.13.



Figura 1.13: Conduta que direciona os gases para o exterior assinalada com uma seta.

1.5 Carbonitruração

Para além da cementação, os fornos estão aptos a realizar outro processo muito semelhante à cementação, a carbonitruração.

A carbonitruração é a combinação da cementação e da nitruração, na medida que combina no mesmo processo a introdução de carbono e de azoto na superfície das peças. Tal como na cementação, as peças são colocadas num forno com uma atmosfera controlada que, onde para além dos elementos referidos anteriormente, é injetada também amónia (NH_3). A amónia dissociada irá fornecer azoto elementar reativo (que irá se introduzir no aço formando nitretos e carbonitretos) garantindo maior dureza superficial. Este tratamento é particularmente utilizado para profundidades de penetração baixas [8].

Este processo é usado em peças de pequena espessura e pode ser realizado em qualquer tipo de aço. Comparativamente à cementação, este processo é realizado a temperaturas mais baixas e durante menos tempo, uma vez que quanto maior a temperatura, menos efetivo é a amónia como fonte de azoto reativo [2].

A fixação dos átomos de azoto na superfície do aço das peças é dada pela seguinte reação:



Os átomos livres que não forem fixados irão reagir com outros átomos livre de azoto e formar uma molécula.

Recorrendo novamente ao EES e considerando os caudais usados para o caso da cementação mais o caudal conhecido de amoníaco, a composição de equilíbrio da atmosfera presente no interior do forno durante a carbonitruração está apresentada na tabela 1.3.

Tabela 1.3: Composição de equilíbrio da atmosfera no interior do forno durante o processo de carbonitruração

T [K]		1193,15
P [kPa]		101,325
Fração molar, x	CH ₄	0,01514
	CO	0,2015
	CO ₂	0,0001447
	H	$1,079 \times 10^{-7}$
	H ₂	0,3903
	H ₂ O	0,0003751
	N	$1,998 \times 10^{-18}$
	N ₂	0,3925
	NO	$3,319 \times 10^{-15}$
	NO ₂	$1,297 \times 10^{-27}$
	O	$2,261 \times 10^{-19}$
	O ₂	$1,105 \times 10^{-22}$
	OH	$8,276 \times 10^{-13}$

Comparando estes valores obtidos com os resultados para o caso da cementação, observa-se que a percentagem de metano, dióxido e monóxido de carbono são ligeiramente inferiores, mas as percentagens de azoto molecular e azoto atómico aumentaram, o que era esperado.

1.6 Objetivos

Atualmente é cada vez mais importante garantir a sustentabilidade e preservação do planeta e pensado nestes problemas surgiu a proposta de melhorar a eficiência energética dos fornos de cementação de atmosfera controlada da Ramada Aços.

Estes fornos libertam grandes quantidades de energia térmica para o exterior, logo, o aproveitamento dos gases de escape destes fornos representaria uma redução no consumo energético da instalação e, consequentemente, nos custos económicos. Sendo assim, foram consideradas duas melhorias a implementar nos fornos e no

sistema de extração dos mesmos. A primeira é a introdução de um permutador, na tubagem dos gases de exaustão do forno, que possibilite a evaporação do metanol com a energia térmica dos gases, a segunda é o aquecimento de água sanitárias recorrendo à energia térmica residual proveniente da tocha que queima os gases de exaustão.

1.7 Estrutura da dissertação

A presente dissertação está estruturada em seis capítulos e seis anexos.

No capítulo 2, será feita uma caracterização da atmosfera no interior do forno, através da determinação dos caudais de azoto, metanol, propano e amónia que são injetados e respetiva incerteza. Depois de conhecidos os caudais determinar-se-á a composição da atmosfera no interior do forno para três casos distintos, os respetivos caudais de exaustão, as propriedades da atmosfera e, por fim, o poder calorífico e a potência disponível dos gases de exaustão.

No capítulo 3, apresenta-se uma análise mais completa à composição da atmosfera no interior do forno e qual é a influência da variação nos caudais de certos elementos na composição dessa mesma atmosfera.

No capítulo 4, será apresentada uma solução de aproveitamento da energia dos gases de exaustão para a vaporização do metanol antes de ser injetado no forno e a escolha do tipo de permutador. De seguida, apresenta-se o dimensionamento do permutador e o estudo das perdas de carga no escoamento provocadas pelo permutador. Tendo-se tido uma especial atenção à mudança de fase do metanol em virtude do efeito que o tipo de ebulição tem no coeficiente de convecção.

Para além da recuperação da apresentada no capítulo 4, no capítulo 5, é mencionada a possibilidade do uso da energia térmica residual da tocha, que queima os gases de exaustão do forno, e apresenta-se o dimensionamento de um reservatório de água quente, sendo que essa água poderá ser utilizada para os banhos dos funcionários da empresa. Concluído o dimensionamento, é escolhido um reservatório disponível no mercado e, para finalizar, é feito um estudo do comportamento térmico e hidráulico da serpentina do mesmo.

Finalmente, no capítulo 6, identificam-se as principais conclusões retiradas da realização do trabalho assim como as sugestões de trabalhos futuros.

Capítulo 2

Caracterização da atmosfera no interior do forno

Nesta secção serão apresentados todos os cálculos que foram realizados para se conhecer os caudais molares dos gases introduzidos num dos fornos, bem como o caudal de exaustão e as propriedades da atmosfera no interior do forno para cada caso distinto, isto é sem carga no forno, durante os tratamentos térmicos de cementação e carbonitruração. Apenas é estudado um dos fornos e, mais tarde, apresentadas soluções para um forno, visto que provavelmente o forno que não está a ser estudado será substituído.

2.1 Determinação dos caudais

A todos os rotâmetros está associado um manómetro que indica a pressão relativa a que os fluidos são injetados, portanto para saber qual o caudal injetado de cada gás ou líquido, no caso do metanol, é necessário realizar uma correção, porque o rotâmetros estão calibrados para certas pressões, temperaturas e uma substância que pode ser distinta da usada na realidade. Para gases é usada a equação (2.1) para os líquidos é usada a equação (2.2).

$$\frac{\dot{V}_{\text{gás, PT}}}{\dot{V}_{\text{gás}}} = \sqrt{\frac{\rho_{\text{gás}}}{\rho_{\text{gás, PT}}}} \quad (2.1)$$

Nesta equação, $\dot{V}_{\text{gás, PT}}$ e $\rho_{\text{gás, PT}}$ representam o caudal e massa volúmica do fluido para as condições do gás de calibração, respetivamente, e $\dot{V}_{\text{gás}}$ e $\rho_{\text{gás}}$ são o caudal e massa volúmica de outro ou do mesmo gás em diferentes condições de pressão e

temperatura.

$$\frac{\dot{V}_{\text{água}}}{\dot{V}_{\text{líquido a medir}}} = \sqrt{\frac{(d_{\text{flutuador}} - 1)d_{\text{líquido a medir}}}{(d_{\text{flutuador}} - d_{\text{líquido a medir}})}} \quad (2.2)$$

Considerando o mesmo rotâmetro a trabalhar com um líquido, a variável $\dot{V}_{\text{água}}$ corresponde ao caudal de água usado na calibração, $\dot{V}_{\text{líquido a medir}}$ e $d_{\text{líquido a medir}}$ são, respetivamente, o caudal do líquido que se pretende medir e a densidade desse líquido e, por fim, $d_{\text{flutuador}}$ é a densidade do flutuador que está a ser usado.

2.1.1 Determinação do caudal de azoto

O caudal de azoto introduzido no forno é sempre constante, quer durante a cementação quer no tempo em que o forno não está a ser utilizado. A pressão relativa e o caudal estão apresentados na figura 2.1.



Figura 2.1: Caudal e pressão relativa do azoto.

O rotâmetro está calibrado para 2 bar absolutos e 20 °C numa escala em m³/h de azoto. Sendo assim, é necessário calcular o caudal que é injetado no forno uma vez que a pressão é diferente de 2 bar.

$$\rho_{2 \text{ bar e } 20^\circ\text{C}} = 2,299 \text{ [kg/m}^3\text{]} \quad (2.3)$$

$$\rho_{7,61 \text{ bar e } 20^\circ\text{C}} = 8,746 \text{ [kg/m}^3\text{]} \quad (2.4)$$

$$\frac{\dot{V}_{\text{lido}}}{\dot{V}_{\text{azoto}}} = \sqrt{\frac{\rho_{7,61 \text{ bar e } 20^\circ\text{C}}}{\rho_{2 \text{ bar e } 20^\circ\text{C}}}} \leftrightarrow \frac{1250}{\dot{V}_{\text{azoto}}} = \sqrt{\frac{8,746}{2,299}} \leftrightarrow \dot{V}_{\text{azoto}} = 640,8 \pm 142,7 \text{ [L/h]} \quad (2.5)$$

Assim, o caudal de azoto introduzido no forno é de 640,8 L/h, ou seja,

$$\dot{m}_{\text{azoto}} = 640,8 \times 10^{-3} \times 8,746 = 5,605 \pm 1,25 \text{ [kg/h]} \quad (2.6)$$

$$\dot{n}_{\text{azoto}} = \frac{\dot{m}_{\text{azoto}}}{M_{\text{azoto}}} = \frac{5,605}{28,0134 \times 10^{-3}} = 200,1 \pm 44,61 \text{ [mol/h]} \quad (2.7)$$

2.1.2 Determinação do caudal de metanol

No caso do metanol existe sempre injeção de caudal de valor constante no forno, mas esse valor é maior durante a cementação. O rotâmetro usado para a medição do caudal de metanol está apresentado na figura 2.2.



Figura 2.2: Rotâmetro usado para medição do caudal de metanol líquido.

Quando se está a efetuar um tratamento superficial no interior do forno o caudal constante injetado está marcado pelo risco superior, indicado na tampa em acrí-

lico. Durante o restante tempo o caudal é mantido entre as duas riscas inferiores igualmente indicadas na tampa em acrílico, isto é feito para manter um potencial de carbono no interior do forno de forma permanente, mesmo na ausência de peças no seu interior.

O rotâmetro da figura anterior está calibrado para um caudal máximo de 13,3 L/h de água à pressão de uma atmosfera e uma temperatura de 0 °C. O flutuador é de aço inoxidável (316 SS) e a pressão relativa do caudal de metanol é de 2,19 bar, como se pode ver pela figura 2.3.



Figura 2.3: Pressão relativa do metanol.

Para se calcular o caudal máximo de metanol é necessário conhecer algumas propriedades físicas dos fluidos e do flutuador. Essas propriedades estão apresentadas na tabela 2.1.

Tabela 2.1: Propriedades do rotâmetro e dos fluidos

Rotâmetro metanol	
Flutuador	316 SS
$\rho_{\text{flutuador}} [kg/m^3]$	7990
$\rho_{\text{metanol @3,20bar,20 }^\circ\text{C}} [kg/m^3]$	791,2
$M_{\text{metanol}} [g/mol]$	32,03
$d_{\text{flutuador}}$	7,99
d_{metanol}	0,7912
$\dot{V}_{\text{água}}$ a 100 % na escala [L/h]	13,3
$\rho_{\text{água}} [kg/m^3]$	1000

Recorrendo à equação (2.2), o caudal máximo de metanol à pressão de 3,20 bar e 20 °C é de

$$\frac{13,3}{\dot{V}_{\text{metanol}}} = \sqrt{\frac{(7,99 - 1)0,7912}{7,99 - 0,7912}} \leftrightarrow \dot{V}_{\text{metanol}} = 15,17 \text{ [L/h]} \quad (2.8)$$

Conhecendo então o caudal máximo de metanol é possível saber qual o valor do caudal para as três riscas marcadas no rotâmetro.

Tabela 2.2: Caudais de metanol para as três riscas presentes na tampa em acrílico do rotâmetro de metanol líquido

Marcas no rotâmetro	$\dot{V}$ [L/h]	$\dot{m}$ [kg/h]	$\dot{n}$ [mol/h]
30 %	$4,55 \pm 0,765$	$3,60 \pm 0,603$	$112,45 \pm 18,83$
20 %	$3,03 \pm 0,765$	$2,40 \pm 0,603$	$74,97 \pm 18,83$
14 %	$2,12 \pm 0,765$	$1,68 \pm 0,603$	$52,48 \pm 18,83$

2.1.3 Determinação do caudal de propano

Por último, é necessário saber o caudal médio de propano que é injetado no forno durante a cementação. Esse valor é bastante difícil de saber, porque o caudal injetado oscila ao longo do tempo e nem o tempo de injeção nem o intervalo de tempo entre injeções são iguais. Por isso, considerou-se que se injeta uma média de 64 L/h de propano, valor mais comum lido no programa do forno durante um tratamento superficial, à pressão de uma atmosfera absoluta e a uma temperatura

de 20 °C ($\rho=1,865 \text{ kg/m}^3$), valor este que corresponde a

$$\dot{m}_{\text{propano}} = \dot{V}_{\text{propano}} \times \rho_{\text{propano}} = 64 \times 10^{-3} \times 1,865 = 0,12 \text{ [kg/h]} \quad (2.9)$$

$$\dot{n}_{\text{propano}} = \frac{\dot{m}_{\text{propano}}}{M_{\text{propano}}} = \frac{0,12}{44,10 \times 10^{-3}} = 2,71 \text{ [mol/h]} \quad (2.10)$$

2.1.4 Determinação do caudal de amónia

É também importante saber a composição dos gases de exaustão no decorrer da carbonitruração. Assim, como foi feito anteriormente, é necessário saber qual o caudal de amoníaco, também conhecido por amónia, que é introduzido no forno.

Inicialmente, o caudal de amónia não é constante, mas acaba por estabilizar e ser injetado um caudal de valor constante no interior do forno. Na figura 2.4 apresenta-se o rotâmetro e o manómetro usados no caso da amónia e os respetivos valores de caudal e pressão medidos durante o tratamento superficial.



Figura 2.4: Rotâmetro e manómetro do amónia com os respetivos valores de caudal e pressão relativa.

A escala deste medidor está em m^3/h de amónia a uma temperatura de 20 °C e uma pressão de 1 bar absoluto, logo, é necessário efetuar cálculos para se saber qual o caudal que é injetado, uma vez que a pressão é diferente da pressão de calibração.

Na tabela 2.3 estão apresentadas algumas propriedades da amónia e o valor do caudal e da pressão medidos.

Tabela 2.3: Propriedades da amónia e valores das medições efetuadas

Amónia	
$\rho @20\text{ }^{\circ}\text{C}, 1\text{ bar } [kg/m^3]$	0,7066
M [g/mol]	17,031
$\dot{V}_{lido}$ [L/h]	480
$P_{relativa}$ [bar]	2,25
$\rho @20\text{ }^{\circ}\text{C}, 3,25\text{ bar } [kg/m^3]$	2,359

Recorrendo novamente à equação 2.1,

$$\frac{\dot{V}_{lido}}{\dot{V}_{amónia}} = \sqrt{\frac{\rho @20\text{ }^{\circ}\text{C}, 3,25\text{ bar}}{\rho @20\text{ }^{\circ}\text{C}, 1\text{ bar}}} \leftrightarrow \frac{480}{\dot{V}_{amónia}} = \sqrt{\frac{2,359}{0,7066}} \leftrightarrow \dot{V}_{amónia} = 263 \pm 41,7\text{ [L/h]} \quad (2.11)$$

ou seja,

$$\dot{m}_{amónia} = \rho_{amónia} \times \dot{V}_{amónia} = 2,359 \times 263 \times 10^{-3} = 0,620 \pm 0,097\text{ [kg/h]} \quad (2.12)$$

$$\dot{n}_{amónia} = \frac{\dot{m}_{amónia}}{M_{amónia}} = \frac{0,620}{17,031 \times 10^{-3}} = 36,4 \pm 5,79\text{ [mol/h]} \quad (2.13)$$

Como é normal, a todas as medições realizadas está associada uma incerteza, que se propaga nos cálculos em que essas medições são usadas. As incertezas dos caudais foram sendo apresentadas ao longo desta secção, mas não foram apresentados os cálculos que permitiram chegar até esses valores. Por isso, no Anexo A estão apresentadas as incertezas associadas a cada equipamentos de medição, os cálculos que permitiram chegar às incertezas no valor final dos caudais, qual a sua influência na composição de equilíbrio final da atmosfera e opções para reduzir os erros nas medições.

2.2 Caudais utilizados, resumo

Nesta secção, está apresentada tabela 2.4 com os caudais de mássico e molares de cada substância injetada no forno, resumindo e completando a informação presente nas secções anteriores.

Tabela 2.4: Caudais mássicos e molares das diferentes substâncias para os diferentes casos estudados

	Substância	Sem Carga	Cementação	Carbonitruração
Caudal mássico, $\dot{m}$ [kg/h]	N ₂	5,61	5,61	5,61
	CH ₃ OH	2,04	3,60	3,60
	C ₃ H ₈	0	0,12	0,12
	NH ₃	0	0	0,62
Caudal molar, $\dot{n}$ [mol/h]	N ₂	200,1	200,1	200,1
	CH ₃ OH	63,72	112,45	112,45
	C ₃ H ₈	0	2,71	2,71
	NH ₃	0	0	36,4

2.2.1 Determinação da composição da atmosfera do forno

Os valores das frações molares de cada espécie no interior do forno, além de dependerem do número de moles de cada substância, dependem também da pressão e temperatura no interior do forno. Como essas propriedades não foram medidas com rigor, no Anexo B apresenta-se qual é a influência da temperatura e pressão na composição final da atmosfera do forno, através do uso da rotina “Chemical Equilibrium” do programa EES, já mencionada no capítulo anterior.

Combinando as os resultados dos Anexos A e B, ou seja, tendo em consideração as incertezas provocadas pelos erros na pressão, temperatura combinando-as com a incerteza nos caudais chegou-se aos resultados das tabelas 2.5, 2.6 e 2.7, nas quais se apresenta a fração molar das espécies mais abundantes e a sua incerteza, bem como a contribuição percentual para a incerteza, *CPI*, de cada variável.

Tabela 2.5: Frações molares das espécies mais abundantes e suas incertezas na atmosfera do forno sem carga

	x	Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]	CPI P [%]	CPI T [%]	CPI $\dot{n}_{CH_3OH}$ [%]	CPI $\dot{n}_{N_2}$ [%]
CO	0,1611	$\pm 0,0304$	$\pm 18,88$	0	0,01	63,81	36,17
H ₂	0,3219	$\pm 0,0607$	$\pm 18,86$	0	0,01	63,81	36,17
N ₂	0,5133	$\pm 0,0925$	$\pm 18,03$	0	0	63,81	36,19
CH ₄	0,00187	$\pm 0,000814$	$\pm 43,5$	4,91	20,16	47,52	27,41

Tabela 2.6: Frações molares das espécies mais abundantes e suas incertezas na atmosfera durante a cementação

	x	Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]	CPI P [%]	CPI T [%]	CPI $\dot{n}_{CH_3OH}$ [%]	CPI $\dot{n}_{N_2}$ [%]
CO	0,2077	$\pm 0,0215$	$\pm 10,34$	0	0,01	36,44	63,55
H ₂	0,4052	$\pm 0,0429$	$\pm 10,59$	0	0,01	39,44	60,55
N ₂	0,3709	$\pm 0,0649$	$\pm 17,49$	0	0	39,55	60,55
CH ₄	0,01565	$\pm 0,00197$	$\pm 12,59$	0,32	1,34	48,55	49,78

Tabela 2.7: Frações molares das espécies mais abundantes e suas incertezas na atmosfera do forno durante a carbonitruração

	x	Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]	CPI P [%]	CPI T [%]	CPI $\dot{n}_{CH_3OH}$ [%]	CPI $\dot{n}_{N_2}$ [%]	CPI $\dot{n}_{NH_3}$ [%]
CO	0,2015	$\pm 0,0236$	$\pm 11,69$	0	0,01	49,95	46,83	3,21
H ₂	0,3903	$\pm 0,0365$	$\pm 9,35$	0	0,01	22,74	73,11	4,14
N ₂	0,3925	$\pm 0,0590$	$\pm 15,03$	0	0	31,52	68,24	0,25
CH ₄	0,01514	$\pm 0,00173$	$\pm 11,41$	0,34	1,42	39,04	56,55	0,34

2.3 Determinação dos caudais de exaustão

De forma a se conhecer qual o caudal de exaustão nos três casos distintos é necessário primeiro saber qual a massa molar da mistura e qual a sua constante particular para cada caso.

Conforme se apresentou no capítulo anterior nas tabelas 1.1, 1.2 e 1.3 existem elementos com mais peso na composição da atmosfera do que outros, por isso, será

considerado que as misturas no interior do forno são constituídas por CO, H₂, N₂ e CH₄, uma vez que estes elementos constituem mais de 99 % da atmosfera.

Antes de se efetuar os cálculos das propriedades das misturas é habitual que a soma da fração molares das espécies seja igual 100 % para isso, é necessário dividir a fração molar de cada elemento pela soma total das frações molares das quatro espécies principais em cada caso. Aplicando isto, as novas frações molares para cada caso estão na tabela 2.8.

Tabela 2.8: Novos valores das frações molares para os três casos distintos

Elementos	Fração molar, x		
	s/carga	cementação	carbonitruração
CO	0,1614	0,2078	0,2016
H ₂	0,3225	0,4054	0,3905
N ₂	0,5142	0,3711	0,3927
CH ₄	0,0019	0,0157	0,0152
Soma	1	1	1

A massa molar das misturas, M_{Mistura} , e a constante particular das misturas, R_{Mistura} , podem ser calculadas através das seguintes expressões:

$$M_{\text{Mistura}} = x_{\text{CO}}M_{\text{CO}} + x_{\text{H}_2}M_{\text{H}_2} + x_{\text{N}_2}M_{\text{N}_2} + x_{\text{CH}_4}M_{\text{CH}_4} \quad (2.14)$$

$$R_{\text{Mistura}} = \frac{R_u}{M_{\text{Mistura}}} \quad (2.15)$$

onde, R_u é a constante universal dos gases perfeitos e vale 8,314 kJ/(kmol.K).

Então através da equação (2.14) e do conhecimento das frações molares é possível determinar a massa molar da mistura quando não existe carga no forno, $M_{\text{s/carga}}$, durante a cementação, $M_{\text{cementação}}$ e durante a carbonitruração, $M_{\text{carbonitruração}}$.

$$M_{\text{s/carga}} = 0,1614 \times 28,01 + 0,3225 \times 2,016 + 0,5142 \times 28,02 + 0,0019 \times 16,04 = 19,62 \text{ [kg/kmol]} \quad (2.16)$$

$$M_{\text{cementação}} = 0,2078 \times 28,01 + 0,4054 \times 2,02 + 0,3711 \times 28,02 + 0,0157 \times 16,04 = 17,29 \text{ [kg/kmol]} \quad (2.17)$$

$$M_{\text{carbonitruração}} = 0,2016 \times 28,01 + 0,3905 \times 2,02 + 0,3927 \times 28,02 + 0,0152 \times 16,04 = 17,68 \text{ [kg/kmol]} \quad (2.18)$$

Os caudais de exaustão podem ser calculados usando a equação dos gases perfeitos.

$$P\dot{V} = \dot{m}R_{\text{Mistura}}T \leftrightarrow \dot{V} = \frac{\dot{m}R_{\text{Mistura}}T}{P} \quad (2.19)$$

Como se pode ver pela equação (2.19), para se calcular o caudal volúmico é necessário saber qual o caudal mássico total para os diferentes casos, cujos caudais parciais já foram calculados anteriormente, bem como a temperatura e pressão já conhecidas do forno.

Sendo assim, na tabela 2.9 apresentam-se os valores das variáveis para cada caso e os valores finais dos caudais volúmicos.

Tabela 2.9: Caudais volúmicos de extração para os três casos distintos

	s/carga	cementação	carbonitruração
T_{forno} [K]	1193,15		
P_{forno} [kPa]	101,325		
M_{Mistura} [kg/kmol]	19,62	17,29	17,68
R_{Mistura} [kJ/(kg.K)]	0,42	0,48	0,47
$\dot{m}_{\text{total}}$ [kg/h]	$7,65 \pm 1,39$	$9,33 \pm 1,39$	$9,95 \pm 1,39$
$\dot{V}_{\text{total}}$ [m ³ /h] @1atm, 920 °C	$38,16 \pm 9,55$	$52,82 \pm 11,15$	$55,08 \pm 10,99$
$\dot{V}_{\text{total}}$ [m ³ /h] @1atm, 20 °C	$9,38 \pm 2,43$	$12,98 \pm 2,87$	$13,53 \pm 2,85$

Através dos caudais volúmicos de cada caso e do conhecimento do volume do forno é possível ter uma ideia das renovações por hora e comparar com as renovações dadas pelo fabricantes.

O volume do forno é de:

$$V_{\text{forno}} = \text{Comprimento} \times \text{Largura} \times \text{Altura} = 2 \times 0,75 \times 1,2 = 1,8 \text{ [m}^3\text{]} \quad (2.20)$$

As medidas usadas para determinar o volume do forno foram retiradas, usando uma fita métrica, durante a visita às instalações da Ramada Aços.

Deste modo, as renovações por hora para os três casos distintos são as seguintes:

$$rph_{s/carga} = \frac{\dot{V}_{s/carga}}{V_{forno}} = \frac{9,38}{1,8} = 5,2 \pm 1,35 \text{ [renovações/h]} \quad (2.21)$$

$$rph_{cimentação} = \frac{\dot{V}_{cimentação}}{V_{forno}} = \frac{12,98}{1,8} = 7,2 \pm 1,59 \text{ [renovações/h]} \quad (2.22)$$

$$rph_{carbonitruração} = \frac{\dot{V}_{carbonitruração}}{V_{forno}} = \frac{13,53}{1,8} = 7,5 \pm 1,58 \text{ [renovações/h]} \quad (2.23)$$

Segundo o fabricante, o número de renovações por hora deve estar entre as 5 e as 7, os valores experimentais estão perto dos valores esperados.

Dada a incerteza atual nos caudais pode estar a acontecer que as renovações sejam inferiores ao recomendado pelo fabricante, podendo afetar assim a qualidade dos tratamentos, ou pelo contrário terem um valor superior acarretando assim um desperdício de matéria prima. É aconselhável por isso intervir no sistema de medição de caudais de forma a reduzir a incerteza nas medições, nomeadamente, utilizar rotâmetros em que flutuador estivesse próximo do fim de escala e colocar o valor das renovações por hora próximo do limite inferior aconselhado pelo fabricante, de forma a reduzir o consumo de gases para valores próximos do mínimo. De acordo com Spitzer os rotâmetros devem ser utilizados com o flutuador na metade superior da escala [9].

2.4 Propriedades da atmosfera no interior do forno

É também importante determinar algumas propriedades da atmosfera tais como: viscosidade, condutibilidade, entalpia, entropia, calor específico, número de Prandtl, poder calorífico inferior e potência disponível, uma vez que estas propriedades podem dar uma ideia da utilidade dos gases de exaustão ou permitir realizar cálculos para o seu aproveitamento. Para descobrir algumas destas propriedades utilizou-se uma função do EES chamada de “IdealGasMixtureProps” [10], nesta função é necessário introduzir a pressão e temperatura, dos gases que entram na mistura e as suas respetivas frações molares.

Nas secções 2.4.1, 2.4.2 e 2.4.3 estão presentes o valores das propriedades já mencionadas e o cálculo do *PCI* para a atmosfera do forno sem carga, durante a cimentação e durante a carbonitruração, respetivamente.

2.4.1 Sem carga no forno

Para esta condição de operação do forno, usando a função do EES, realizou-se o cálculo das propriedades da mistura existente no seu interior para várias temperaturas. Os valores obtidos estão presentes na tabela 2.10.

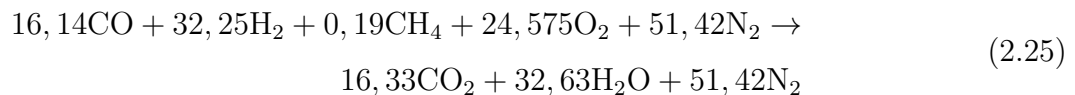
Tabela 2.10: Propriedades da atmosfera sem carga no forno para diferentes temperaturas

Propriedades da mistura sem carga, $M=19,6$ [kg/kmol]						
T [°C]	$\bar{c}_p$ [kJ/(kmol.K)]	$\bar{h}$ [kJ/kmol]	k [W/(m.K)]	μ [Pa.s]	Pr	$\bar{s}$ [kJ/(kmol.K)]
100	29,17	-15799	0,069	20,55E-6	0,4431	187,8
200	29,46	-12868	0,08273	24,44E-6	0,4439	194,7
300	29,87	-9902	0,09511	27,89E-6	0,4468	200,4
400	30,34	-6892	0,1065	30,99E-6	0,4501	205,2
500	30,85	-3832	0,1174	33,8E-6	0,4529	209,5
600	31,37	-721,4	0,128	36,4E-6	0,4545	213,3
700	31,88	2441	0,1385	38,8E-6	0,4549	216,7
800	32,37	5653	0,1492	41,0E-6	0,4541	219,8
900	32,84	8914	0,1601	43,2E-6	0,4524	222,7
1000	33,29	12221	0,1712	45,4E-6	0,45	225,4

Além destas propriedades é importante conhecer o poder calorífico inferior da mistura gasosa, que será calculada usando a seguinte expressão:

$$PCI = \frac{\sum \bar{h}_{\text{reagentes}} n_{\text{reagentes}} - \sum \bar{h}_{\text{produtos}} n_{\text{produtos}} - \Delta \bar{h}_{\text{vap, H}_2\text{O}} n_{\text{H}_2\text{O}}}{\sum n_{\text{combustível}} M_{\text{combustível}}} \quad (2.24)$$

Neste caso, a reação química de combustão que permite calcular o PCI da atmosfera do forno, conhecendo os componentes da mistura e as frações molares presentes na tabela 2.8, é a seguinte:



Como se pode ver pela equação 2.24 é necessário conhecer a entalpia absoluta a 25 °C ou entalpia de formação dos reagentes e dos produtos e a entalpia de vaporização da água a 25 °C ($\Delta \bar{h}_{\text{vap, H}_2\text{O}} = 43987$ [kJ/kmol]). Esses valores estão na tabela 2.11.

Tabela 2.11: Entalpias a 25 °C, número de moles e massa molar de cada espécie da reação (2.25)

	$\bar{h}_{@25^{\circ}C}$ [kJ/kmo]	n [kmol]	M [kg/kmol]
CO	-110528	16,14	28,01
H ₂	0	32,25	2,016
CH ₄	-74595	0,19	16,04
N ₂	0	24,575	28,02
O ₂	0	51,42	32
CO ₂	-393486	16,33	44,01
H ₂ O	-285813	32,63	18,02

Por fim, falta saber quais são os combustíveis da reação e a sua massa molar. Em todos os casos os combustíveis da reação são o monóxido de carbono, o hidrogénio molecular e o metano.

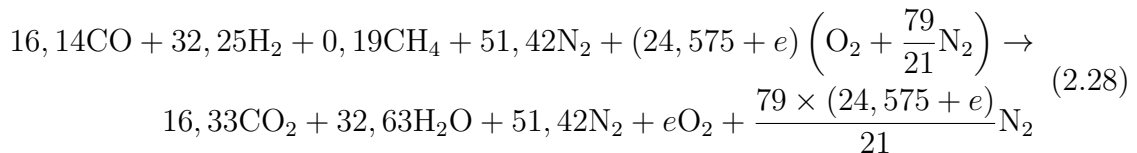
Concluindo, o PCI da mistura de gases do forno para este caso é de:

$$PCI = \frac{-1,79809 \times 10^6 - (-1,57517 \times 10^7) - 43987 \times 32,63}{16,14 \times 28,01 + 32,25 \times 2,016 + 0,19 \times 16,04} = 24067 \text{ [kJ/kg]} \quad (2.26)$$

Multiplicando o caudal mássico pelo o poder calorífico inferior irá dar-nos uma ideia de qual a potência térmica disponível da mistura no interior do forno.

$$PCI \dot{m}_{\text{total, s/carga}} = \frac{24067 \times 7,65}{3600} = 51,1 \text{ [kW]} \quad (2.27)$$

Os gases durante a exaustão são queimados. Para este caso essa reação é dada da seguinte forma:



onde e corresponde ao excesso de ar. Considerando que a queima é feita com 10 % de excesso de ar, de forma a tentar ser um pouco mais realista. É possível calcular a temperatura adiabática de chama recorrendo à seguinte equação, resultante da 1^a

lei da termodinâmica:

$$\sum \bar{h}_{\text{reagentes}, 800\text{ }^{\circ}\text{C}} n_{\text{reagentes}} = \sum \bar{h}_{\text{produtos}, T_{\text{ad}}} n_{\text{produtos}} \quad (2.29)$$

Com o auxílio do poder de cálculo do EES, a temperatura adiabática de chama para este caso é de 1988 K.

Para esta reação (2.28) a razão mássica produtos/combustível é igual a 2,894, logo, o caudal mássico dos produtos é o seguinte:

$$\dot{m}_{\text{total, s/carga}} \frac{m_{\text{produtos}}}{m_{\text{combustível}}} = 7,65 \times 2,894 = 22,14 \text{ [kg/h]} \quad (2.30)$$

Sendo assim, para estes produtos obtidos através de uma queima adiabática, com 10 % de excesso de ar, o resultado do cálculo seguinte dá uma ideia da potência disponível nesta mistura, considerando que os reagentes estão a 25 °C.

$$\begin{aligned} \frac{\dot{m}_{\text{produtos, s/carga}}}{3600 M_{\text{produtos}}} \bar{c}_p (T_{\text{adiabática}} - 25) &= \frac{22,14}{3600 \times 30,68} \times 38,22 \times (1714,85 - 25) = \\ &= 13 \text{ [kW]} \end{aligned} \quad (2.31)$$

O poder calorífico e a massa molar da mistura foram obtidos usando a função “IdealGasMixtureProps” do EES, já mencionada anteriormente.

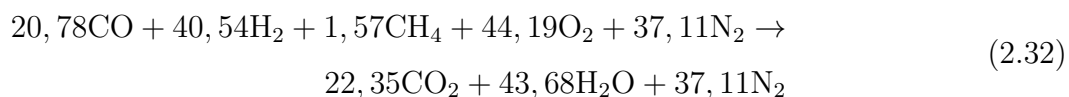
2.4.2 Durante a cementação

No caso da atmosfera durante o tratamento superficial de cementação, as propriedades apresentam os valores da tabela 2.12 para as várias temperaturas apresentadas.

Tabela 2.12: Propriedades da atmosfera durante a cementação para diferentes temperaturas

Propriedades da mistura cementação, $M=17,29$ [kg/kmol]						
T [°C]	$\bar{c}_p$ [kJ/(kmol.K)]	$\bar{h}$ [kJ/kmol]	k [W/(m.K)]	μ [Pa.s]	Pr	$\bar{s}$ [kJ/(kmol.K)]
100	29,32	-21948	0,08112	20,17E-6	0,4218	183,9
200	29,66	-19000	0,09731	23,98E-6	0,4229	190,9
300	30,11	-16012	0,1119	27,37E-6	0,4259	196,6
400	30,62	-12977	0,1255	30,41E-6	0,4291	201,5
500	31,16	-9888	0,1385	33,2E-6	0,4318	205,8
600	31,71	-6744	0,1511	35,7E-6	0,4334	209,6
700	32,26	-3546	0,1637	38,1E-6	0,4339	213,1
800	32,79	-293,1	0,1765	40,3E-6	0,4335	216,2
900	33,3	3011	0,1895	42,5E-6	0,4324	219,2
1000	33,78	6365	0,2028	44,7E-6	0,4312	221,9

Para este caso, a reação de combustão usada para determinar o PCI foi a seguinte:



Na tabela 2.13 pode-se observar as entalpias, o número de moles e a massa molar de cada espécie para esta reação.

Tabela 2.13: Entalpias a 25 °C, número de moles e massa molar da reação (2.32)

	$h_{@25^\circ\text{C}}$ [kJ/kmo]	n [kmol]	M [kg/kmol]
CO	-110528	20,78	28,01
H ₂	0	40,54	2,016
CH ₄	-74595	1,57	16,04
N ₂	0	37,11	28,02
O ₂	0	44,19	32
CO ₂	-393486	22,35	44,01
H ₂ O	-285813	43,68	18,02

Sendo assim, o PCI da atmosfera no interior do forno durante a cementação é

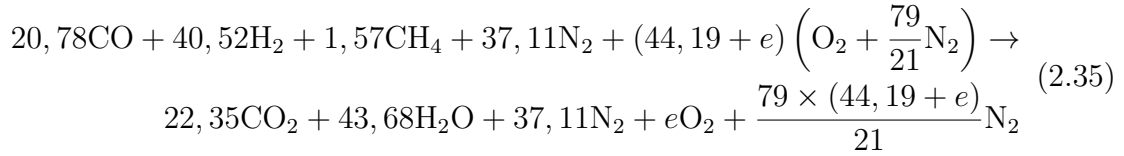
de:

$$PCI = \frac{-2,41389 \times 10^6 - (-2,12787 \times 10^7) - 43987 \times 43,68}{28,01 \times 20,78 + 2,016 \times 40,54 + 16,04 \times 1,57} = 24593 \text{ [kJ/kg]} \quad (2.33)$$

Então, uma ideia de qual potência térmica disponível dos gases de exaustão durante o tratamento da cementação pode ser obtida através dos seguintes valores:

$$PCI\dot{m}_{\text{total, cementação}} = \frac{24593 \times 9,33}{3600} = 63,74 \text{ [kW]} \quad (2.34)$$

No caso dos gases de exaustão da cementação, a sua reação de combustão é a seguinte:



Considerando uma queima adiabática com 10 % de excesso de ar, recorrendo à equação (2.29), a temperatura adiabática de chama para este caso é de 1923 K.

Para esta reação de combustão a razão entre massa de produtos e massa de combustível é de 4,671, logo, o caudal mássico de produtos é de:

$$\dot{m}_{\text{total, cementação}} \frac{m_{\text{produtos}}}{m_{\text{combustível}}} = 9,33 \times 4,671 = 43,58 \text{ [kg/h]} \quad (2.36)$$

Ou seja, durante a cementação, a potência disponível dos produtos da combustão dos gases de exaustão é a seguinte:

$$\frac{\dot{m}_{\text{produtos, cementação}}}{3600M_{\text{produtos}}} \bar{c}_p (T_{\text{adiabática}} - 25) = \frac{43,58}{3600 \times 30,76} \times 37,89 \times (1649,85 - 25) = 24,2 \text{ [kW]} \quad (2.37)$$

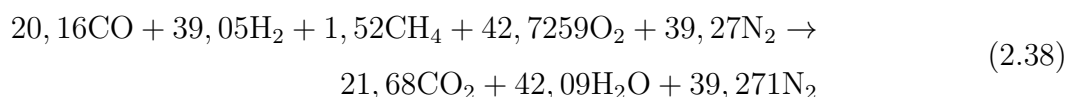
2.4.3 Durante a carbonitruração

Para terminar, falta analisar o caso da atmosfera da carbonitruração. Como para os casos anteriores, em primeiro lugar, é apresentada a tabela 2.14 com as propriedades em função da temperatura e depois efetuou-se o cálculo do poder calorífico inferior.

Tabela 2.14: Propriedades da atmosfera durante a carbonitruração para diferentes temperatura

Propriedades da mistura carbonitruração, $M=17,68$ [kg/kmol]						
T [°C]	$\bar{c}_p$ [kJ/(kmol.K)]	$\bar{h}$ [kJ/kmol]	k [W/(m.K)]	μ [Pa.s]	Pr	$\bar{s}$ [kJ/(kmol.K)]
100	29,31	-21226	0,07889	20,23E-6	0,4251	184,7
200	29,66	-18278	0,09465	24,05E-6	0,4263	191,7
300	30,11	-15291	0,1089	27,45E-6	0,4293	197,4
400	30,62	-12255	0,1221	30,50E-6	0,4326	202,3
500	31,17	-9166	0,1347	33,3E-6	0,4353	206,6
600	31,72	-6021	0,147	35,8E-6	0,437	210,4
700	32,27	-2822	0,1593	38,2E-6	0,4375	213,9
800	32,8	432	0,1717	40,4E-6	0,4371	217,1
900	33,31	3738	0,1843	42,7E-6	0,4359	220
1000	33,79	7093	0,1973	44,8E-6	0,4345	222,8

No caso da carbonitruração, a reação de combustão estequiométrica usada para determinar o PCI foi a seguinte:



Os número de moles, a massa molar e as entalpias usados para o cálculo do poder calorífico inferior deste caso estão expostos na tabela 2.15.

Tabela 2.15: Entalpias a 25 °C, número de moles e massa molar da reação (2.38)

	$h_{@25\text{ °C}}$ [kJ/kmo]	n [kmol]	M [kg/kmol]
CO	-110528	20,16	28,01
H ₂	0	39,05	2,016
CH ₄	-74595	1,52	16,04
N ₂	0	39,27	28,02
O ₂	0	42,725	32
CO ₂	-393486	21,68	44,01
H ₂ O	-285813	42,09	18,02

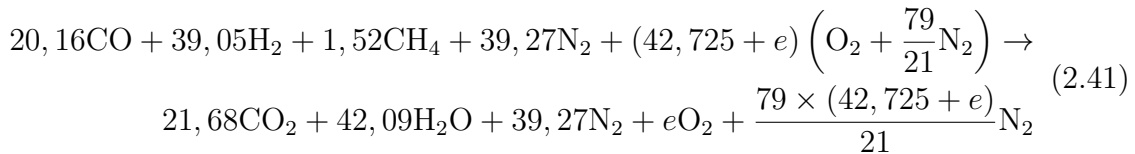
Sendo assim, o PCI da atmosfera no interior do forno durante a carbonitruração é de:

$$PCI = \frac{-2,34163 \times 10^6 - (-2,05606 \times 10^7) - 43987 \times 42,09}{28,01 \times 20,16 + 2,016 \times 39,05 + 16,04 \times 1,52} = 24510 \text{ [kJ/kg]} \quad (2.39)$$

Durante a carbonitruração, a potência térmica dos gases de exaustão pode ser estimada através dos seguintes cálculos:

$$PCI \dot{m}_{\text{total, carbonitruração}} = \frac{24510 \times 9,95}{3600} = 67,74 \text{ [kW]} \quad (2.40)$$

Para os gases de exaustão da carbonitruração, a sua reação de combustão é a seguinte:



Considerando uma queima adiabática com 10 % de excesso de ar, recorrendo novamente à equação (2.29), a temperatura adiabática de chama da reação anterior é de 1891 K.

Para esta reação de combustão a razão entre massa de produtos e massa de combustível é de 4,365, logo, o caudal mássico de produtos é de:

$$\dot{m}_{\text{total, carbonitruração}} \frac{m_{\text{produtos}}}{m_{\text{combustível}}} = 9,95 \times 4,365 = 43,43 \text{ [kg/h]} \quad (2.42)$$

Ou seja, durante a carbonitruração, a potência disponível dos produtos da com-

bustão dos gases de exaustão é a seguinte:

$$\begin{aligned}\frac{\dot{m}_{\text{produtos, carbonitruração}}}{3600 M_{\text{produtos}}} \bar{c}_p (T_{\text{adiabática}} - 25) &= \frac{43,43}{3600 \times 30,49} \times 37,76 \times (1617,85 - 25) = \\ &= 23,6 \text{ [kW]} \\ &\quad (2.43)\end{aligned}$$

Capítulo 3

Análise da composição de equilíbrio da atmosfera do forno em função dos caudais injetados

Como o caudal de propano não foi rigorosamente medido é importante saber que influência teria o aumento ou diminuição do caudal médio na composição de equilíbrio da atmosfera. Para isso, serão apresentados alguns gráficos da variação da fração molar dos componentes mais abundantes em função da variação do caudal molar de propano e qual a influência da incerteza na medição dos caudais das restantes substância, que são injetadas durante os tratamentos térmicos.

Foi usado o EES na construção destes gráficos e a função de propagação de erros que disponibiliza, ou seja, foi calculada a composição da atmosfera para cada caso, mas com os erros associados a cada caudal molar das substância injetadas, calculados no Anexo A.

Para o caso da cementação e da carbonitruração, considerou-se que o caudal de propano variava entre 0 e 4 mol/h e entre 0 e 3,5 mol/h para se verificar a propagação do erro, respetivamente. Estes cálculos não foram efetuados para valores superiores, porque a sub-rotina usada para determinar as frações molares não convergia para valores superiores aos referidos.

3.1 Atmosfera do forno sem carga

Como já foi referido anteriormente, quando os fornos não estão a realizar nenhum tratamento térmico, existe injeção de caudais constantes de metanol e azoto no forno. Mesmo assim, será estudada qual a composição da atmosfera de equilíbrio para vários caudais de metanol e que influência tem o erro no caudal de azoto.

Para este estudo, o caudal de azoto considerado será o caudal constante de 200,08

mol/h, já o erro absoluto considerado no caudal molar de azoto está calculado no Anexo A e o seu valor é de $\pm 44,61$ mol/h.

Nas figuras 3.1, 3.2, 3.3 e 3.4 são apresentados os gráficos da fração molar dos componentes da atmosfera de equilíbrio em função do caudal de metanol injetado. Em cada figura existem três curvas, a curva preta que apresenta para cada ponto um intervalo de confiança a 95 % da incerteza da concentração da espécie em virtude da incerteza nos caudais, as curvas azul e vermelha apresentam a variação da fração molar considerando o caudal medido de azoto mais o erro e o caudal medido de azoto menos o erro, respetivamente. Existem também duas linhas verticais azuis que delimitam o intervalo de valores em que o caudal verdadeiro de metanol pode estar quando o forno está sem carga, também para 95 % de confiança.

Foi realizada uma medição da percentagem de CO durante o processo de têmpera no forno, pela empresa, e o valor lido foi de 19,90 %, contudo, o potencial de carbono durante a têmpera é ligeiramente superior comparativamente ao caso de não existir carga no forno. Observando a figura 3.1 é possível afirmar que, dependendo do caudal de metanol, o valor lido está dentro intervalo de confiança, logo, os valores obtidos estão dentro do que seria esperado.

O facto da percentagem de monóxido de carbono estar próxima do 20 %, e através dos dados presentes na figura 3.1, pode significar que o caudal de azoto real está próximo do limite inferior do intervalo, e o caudal de metanol está próximo do limite superior, podendo pois haver espaço para uma otimização destes caudais.

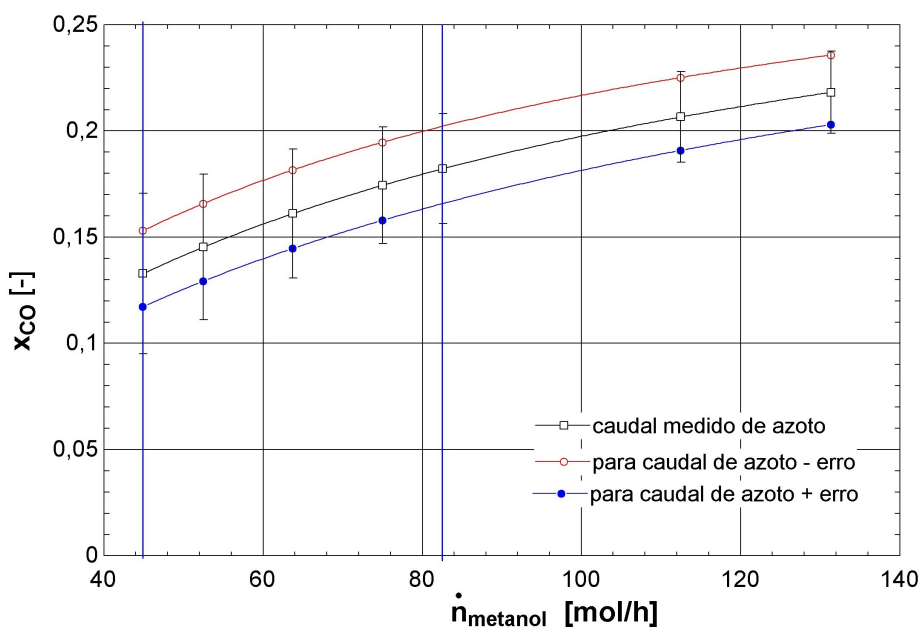


Figura 3.1: Variação da fração molar de CO em função do caudal molar de metanol e dos erro no caudal de azoto.

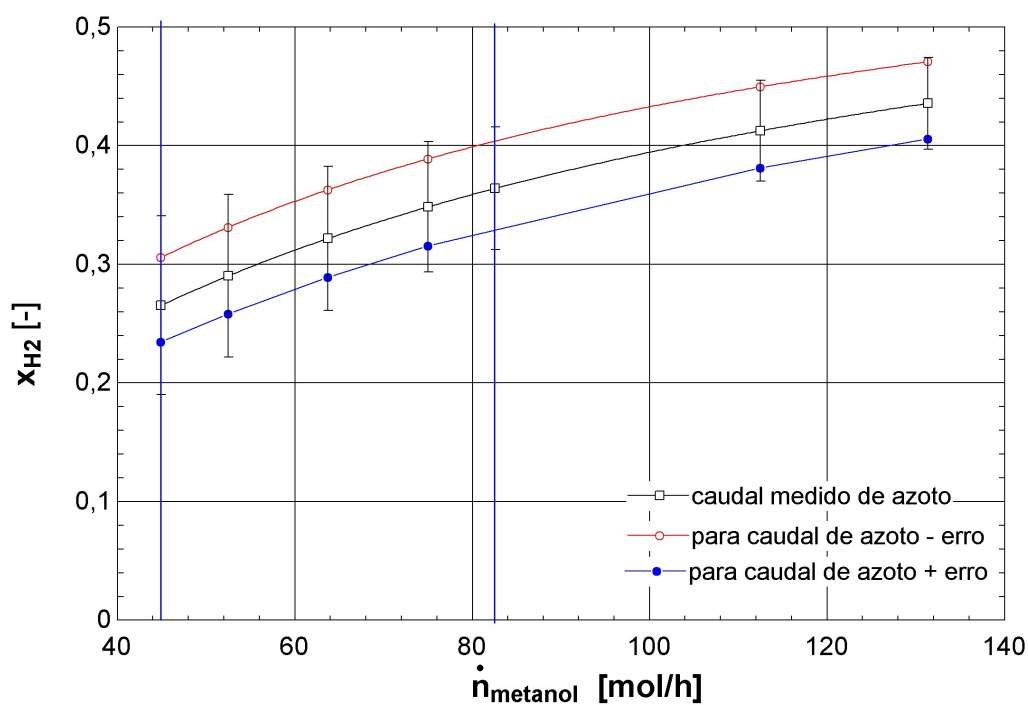


Figura 3.2: Variação da fração molar de H_2 em função do caudal molar de metanol e do erro no caudal de azoto.

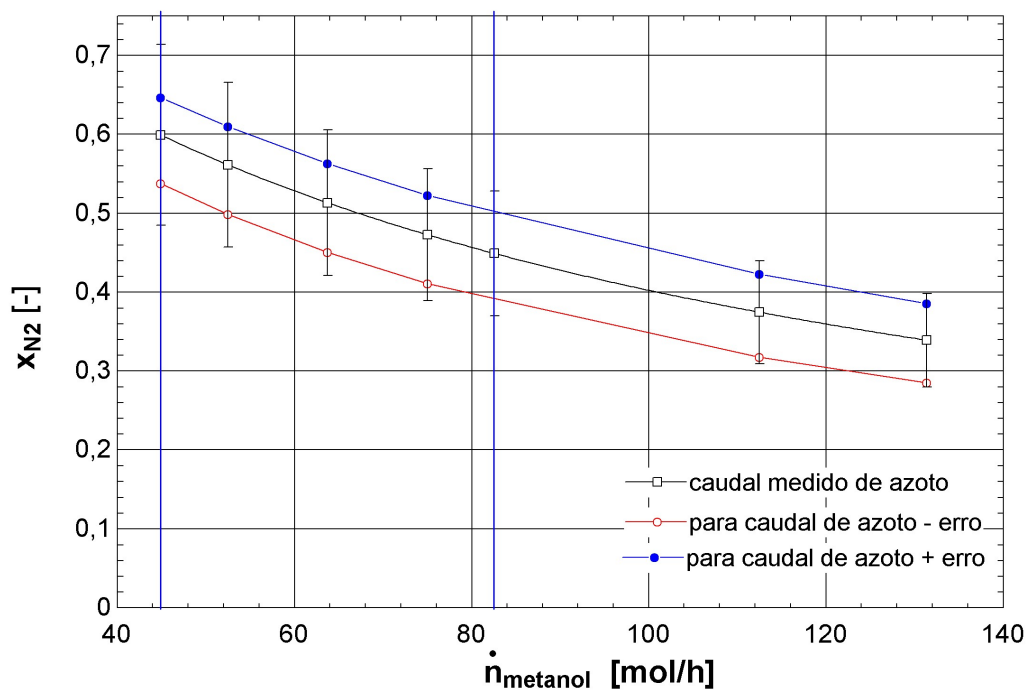


Figura 3.3: Variação da fração molar de N_2 em função do caudal molar de metanol e do erro no caudal de azoto.

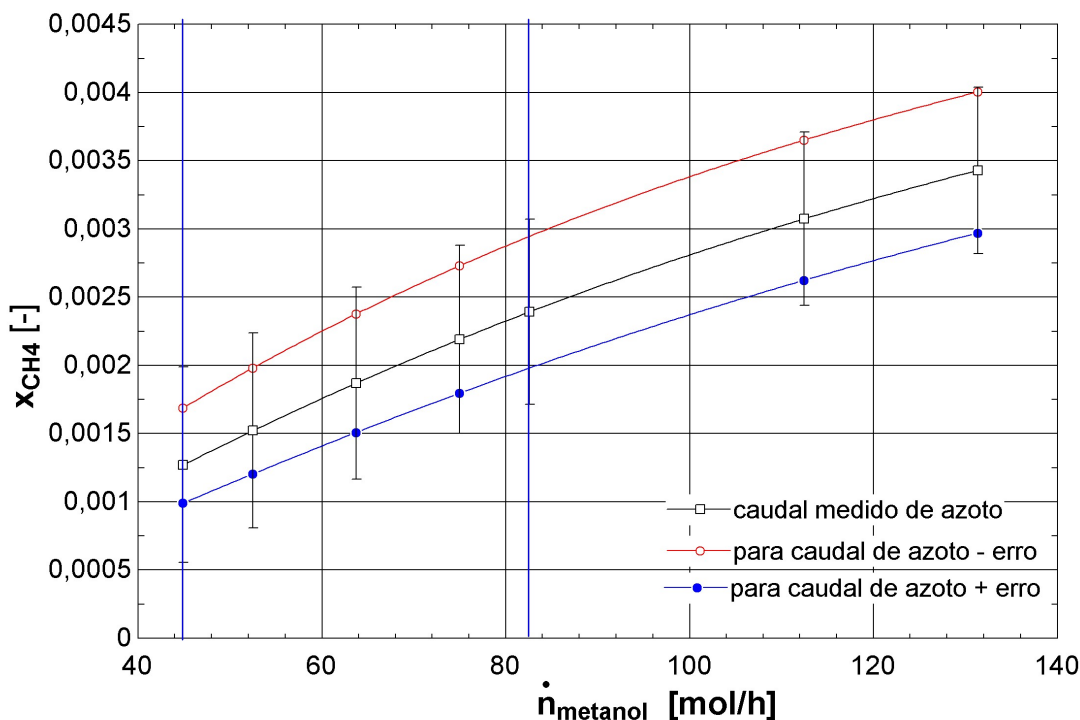


Figura 3.4: Variação da fração molar de CH_4 em função do caudal molar de metanol e do erro no caudal de azoto.

Pela observação das figuras, chega-se à conclusão que o erro nas medições dos caudais tem grande influência na composição de equilíbrio da atmosfera. Além disso, isto terá efeito nas renovações por hora do forno, uma vez que podem não estar a ocorrer as renovações corretas e existirem desperdícios caso essas renovações sejam superiores às recomendadas. Esta análise é, também, válida para dos dois casos seguintes.

3.2 Atmosfera de cementação

Durante a cementação, já existe injeção de propano, por isso, nas figuras seguintes serão apresentadas as variações da fração molar de algumas espécies em função do caudal de propano.

Tal como no caso anterior, foi estudada a influência da incerteza do caudal de azoto mais a incerteza do caudal de metanol na composição. Os intervalos de valores presentes em cada ponto correspondem à incerteza no valor da fração molar proveniente da propagação do erro dos caudais mencionados, curva preta.

Para se ter uma ideia do efeito da variação da fração molar com os caudais injetados, em cada gráfico, apresentam-se quatro curvas: a vermelha é o resultado

do uso do caudal medido de metanol mais o erro, a azul corresponde ao caudal de metanol medido menos o erro, mantendo o caudal de azoto no seu valor nominal, e as curvas verde e amarela correspondem ao uso do caudal de azoto menos o erro e mais o erro, respetivamente, mantendo o caudal de metanol no seu valor nominal.

No gráfico da fração molar de CO está representada uma linha a cor de rosa que representa o valor de monóxido de carbono lido durante a cementação (21,83 %), pela empresa. Esse valor é um bocado superior ao calculado, mas está dentro do intervalo dado pela incerteza.

O valor de CO medido é mais uma vez concordante com um caudal de metanol acima do nominal e um caudal de azoto abaixo do valor nominal, como se pode ver pela figura 3.5.

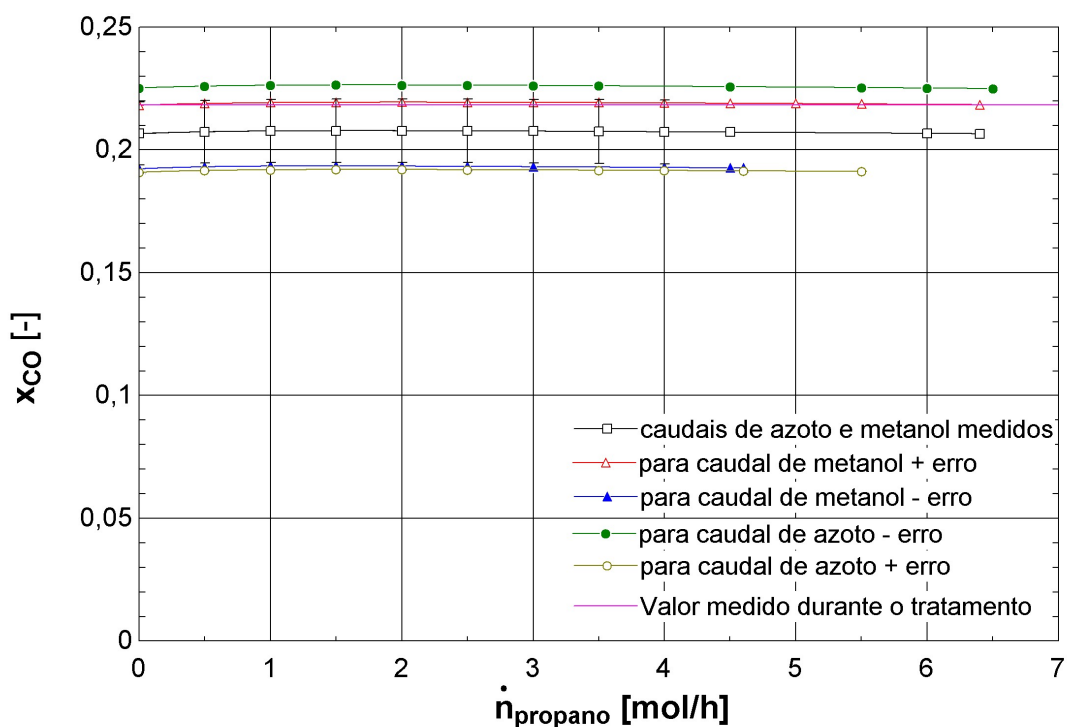


Figura 3.5: Variação da fração molar de CO em função do caudal molar de propano durante a cementação.

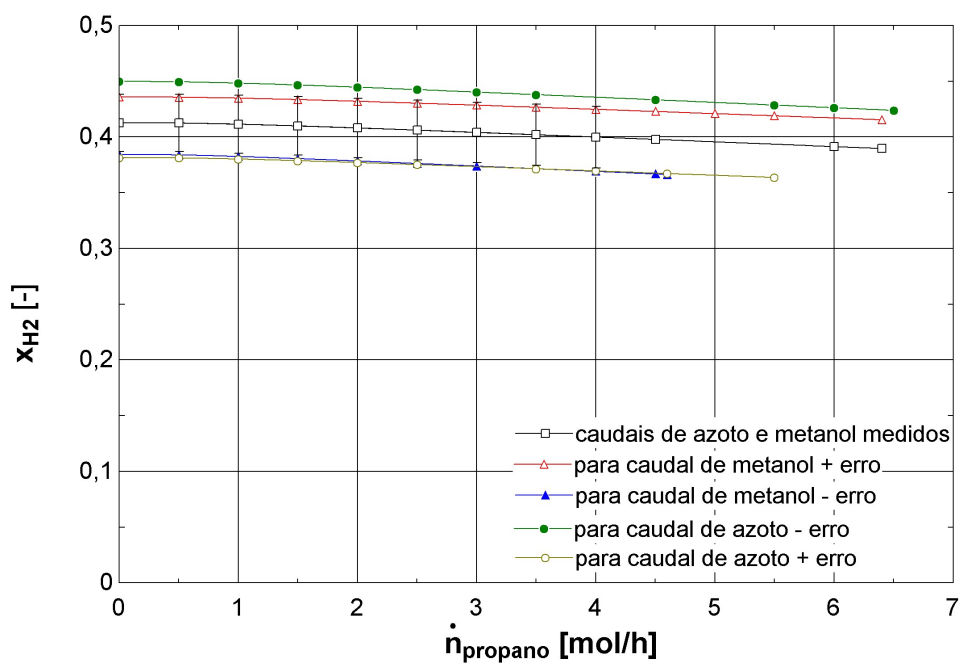


Figura 3.6: Variação da fração molar de H_2 em função do caudal molar de propano durante a cementação.

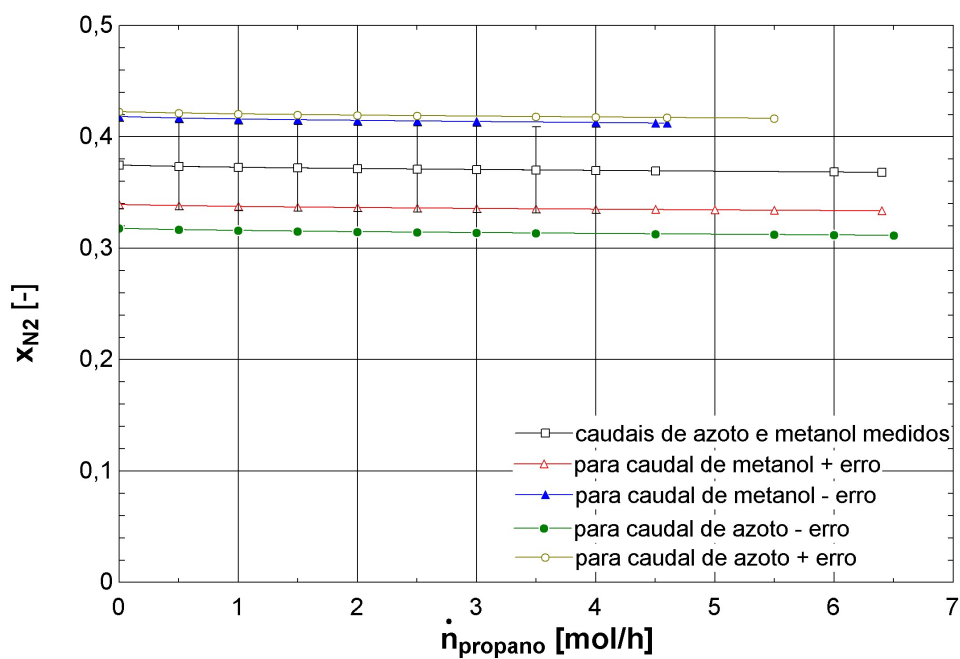


Figura 3.7: Variação da fração molar de N_2 em função do caudal molar de propano durante a cementação.

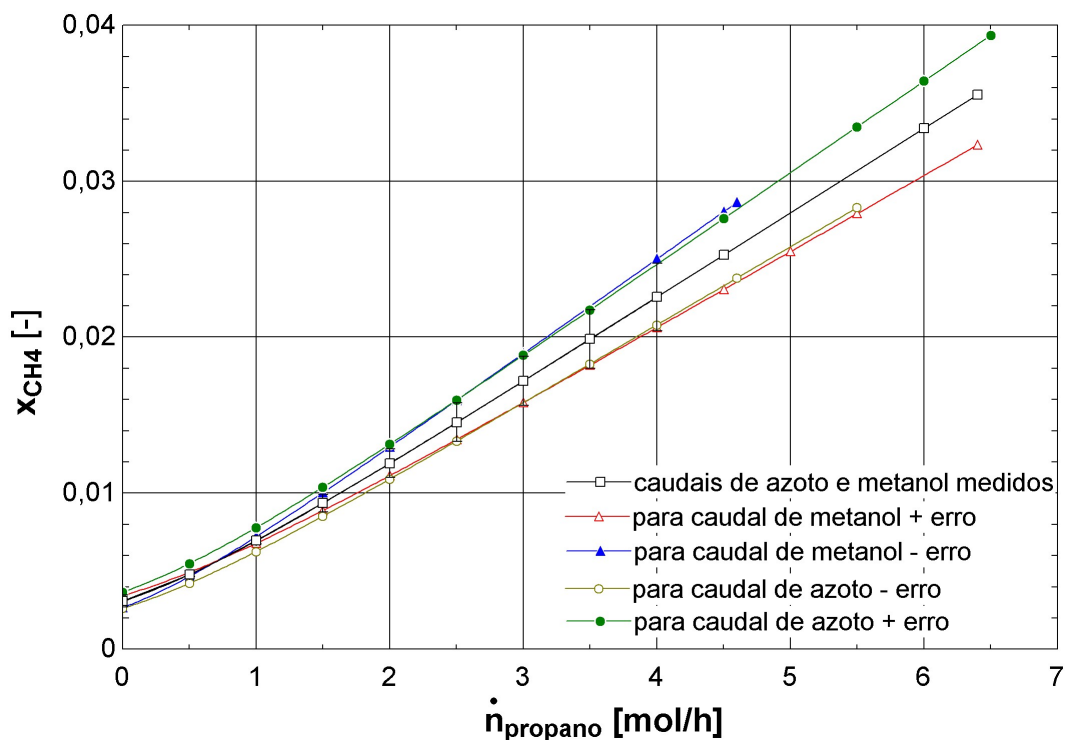


Figura 3.8: Variação da fração molar de CH_4 em função do caudal molar de propano durante a cementação.

Pela observação dos gráficos das várias figuras, é possível afirmar que o aumento do caudal de propano provoca uma variação pequena nas frações molares das substâncias e que a incerteza dos caudais de metanol e azoto têm um peso maior nesse valor, exceto na fração molar do metano, onde o caudal de propano é mais influente.

É importante mencionar que estas frações molares correspondem ao caso da atmosfera estar em equilíbrio, o que não acontece durante a cementação, uma vez que existem peças no interior do forno a fixar carbono na sua superfície. Logo, a injeção de propano terá uma influência maior na composição da atmosfera, porque vai aumentar a quantidade de metano na atmosfera e, consequentemente, a quantidade de monóxido de carbono. Mesmo assim, uma melhor precisão na medição dos caudais poderia evitar desperdícios e otimizar o processo.

3.3 Atmosfera de carbonitruração

Durante a carbonitruração, há injeção de amónia no forno, além dos restantes fluidos. Por isso, considerou-se a existência de mais essa incerteza nos intervalos de valores presentes em cada ponto, para além da incerteza no caudal de azoto e metanol.

Tal como no caso anterior, existem mais quatro curvas com o significado já referido. Não são apresentadas esse tipo de curvas para o caudal de amónia, porque o caudal e o erro neste são mais pequenos comparado aos dos outros caudais, $\pm 15,9\%$, e as curvas iram ficar bastante próximas da curva de cor preta, isto se o caudal de amónia permanecesse constante e igual a 262,72 L/h durante todo o processo, o que poderá não ser o caso dado terem sido observadas variações significativas na posição do flutuador durante o único tratamento do género a que se assistiu.

Os resultados obtidos estão presentes nas figuras 3.9 a 3.12.

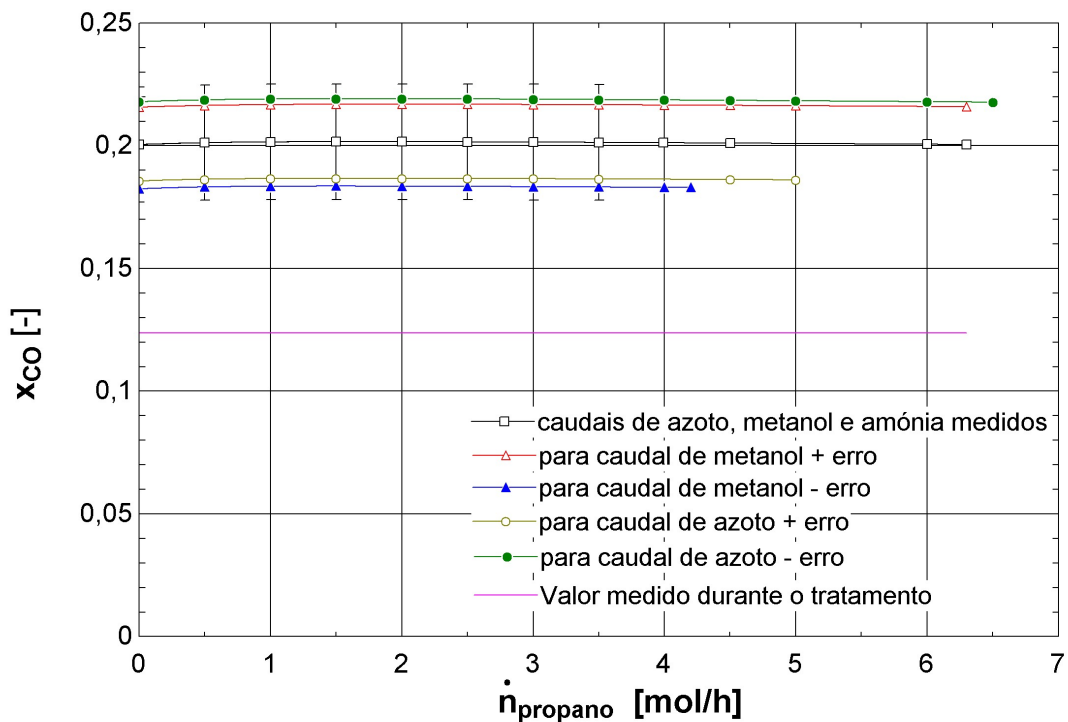


Figura 3.9: Variação da fração molar de CO em função do caudal molar de propano durante a carbonitruração.

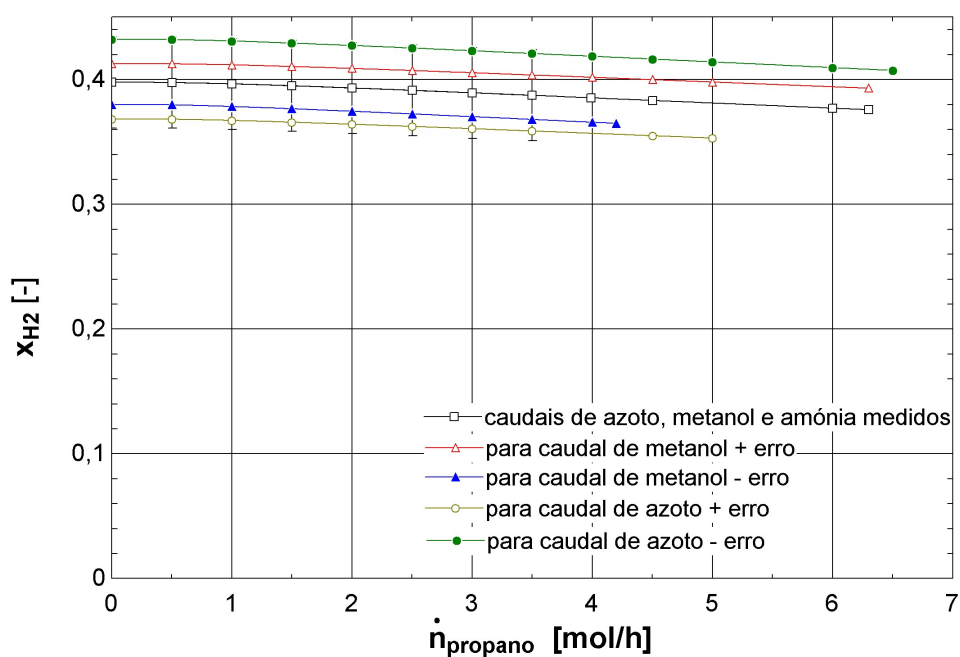


Figura 3.10: Variação da fração molar de H_2 em função do caudal molar de propano durante a carbonitruração.

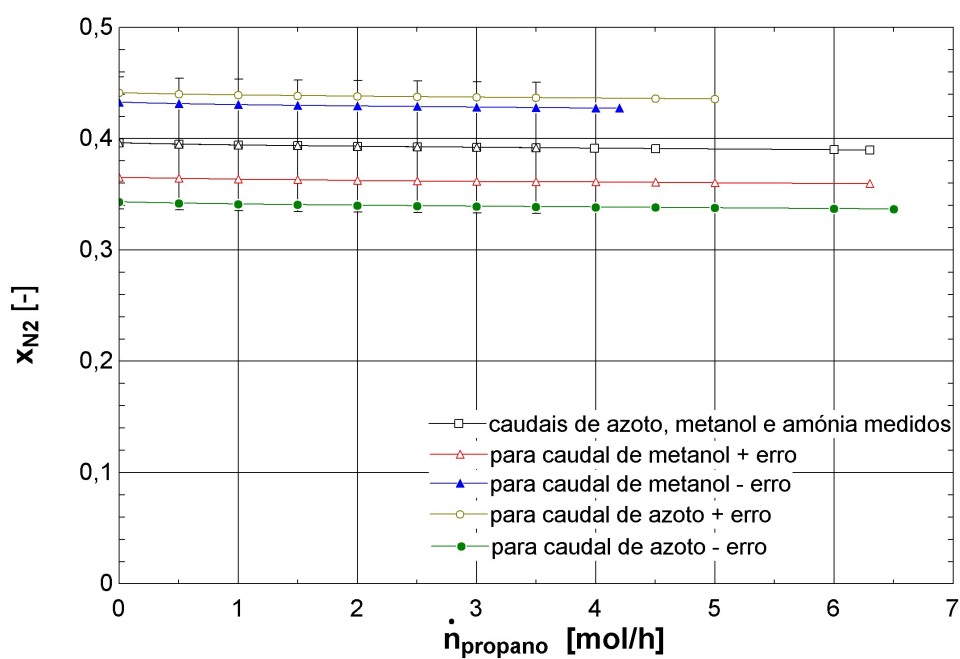


Figura 3.11: Variação da fração molar de N_2 em função do caudal molar de propano durante a carbonitruração.

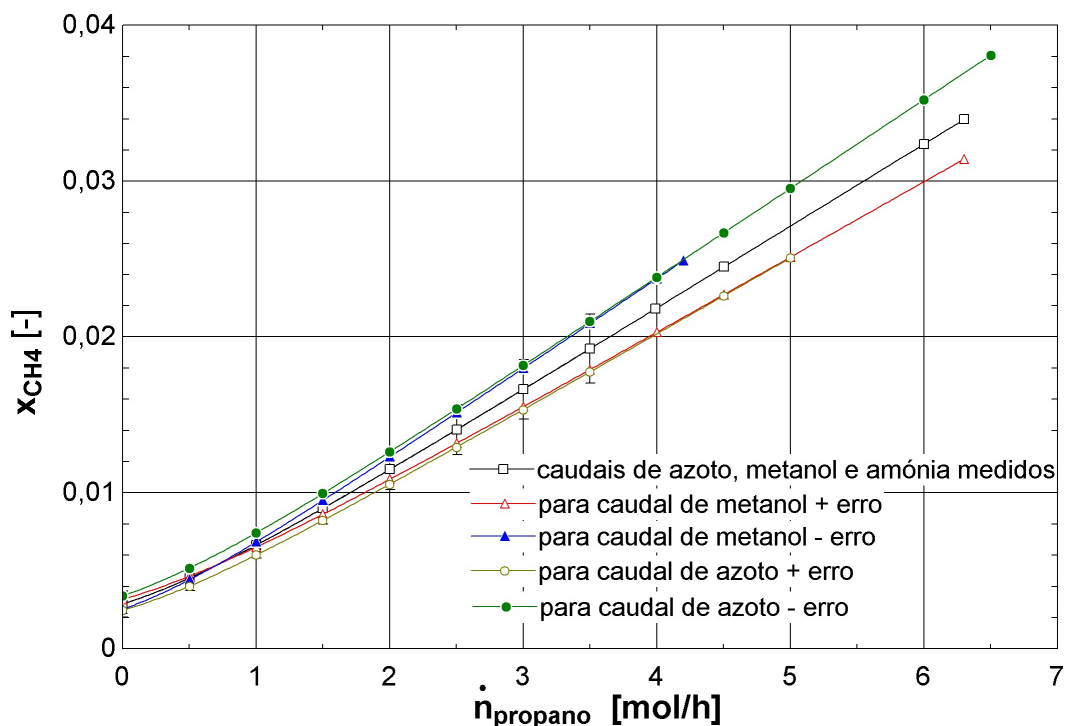


Figura 3.12: Variação da fração molar de CH_4 em função do caudal molar de propano durante a carbonitruração.

Comparativamente aos resultados obtidos para a cementação, para além da diferença nos valores das frações molares, a variação das mesmas em função do caudal molar de propano é muito semelhante nos dois casos e, novamente, as incertezas na medição dos caudais injetados fazem com que o resultado final tenha uma incerteza bastante elevada.

Na figura 3.9, comparativamente ao caso anterior, existe uma linha a cor de rosa que representa o valor de monóxido de carbono lido (12,37 %), pela empresa, durante este tratamento superficial. Como se pode observar, esse valor está bastante longe do que era esperado, isto porque o potencial de carbono desejado pode ser ligeiramente diferente dependendo da carga e, ainda, foi considerado um valor do caudal de amónia constante, o que não é o caso. Durante o tratamento o caudal de amoníaco está sempre a variar de forma a manter o potencial de carbono desejado.

Na figura 3.13, apresenta-se a variação da fração molar de monóxido de carbono em função do caudal molar de amónia introduzido no forno.

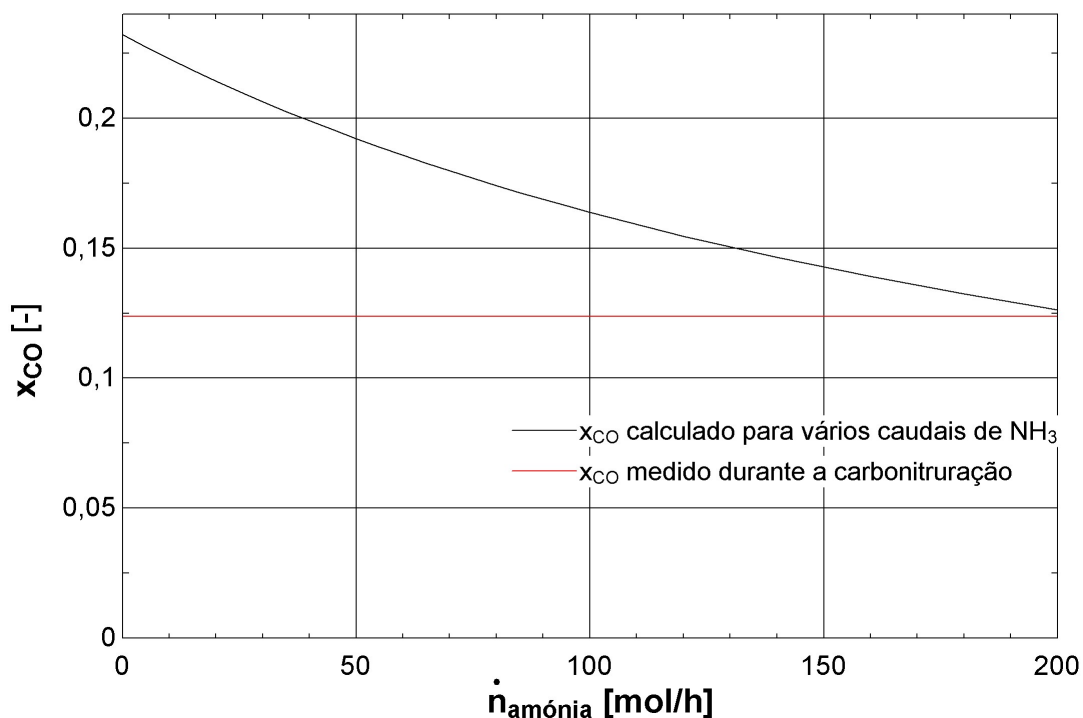


Figura 3.13: Variação da fração molar de CO em função do caudal molar de amónia.

Pela figura 3.13, observa-se que o caudal de amónia tem influência na fração molar de monóxido de carbono. Se associarmos à variação do caudal as incertezas existentes nas medições e leituras, a diferença entre o valor lido e o valor obtido para percentagem de monóxido de carbono fica em parte explicado.

Como foi mencionado anteriormente, as frações molares apresentadas são para o caso da atmosfera estar em equilíbrio químico, o que não acontece durante a carbonitruração.

Capítulo 4

Aproveitamento dos gases de exaustão para a vaporização do metanol

Como foi visto anteriormente, existe uma quantidade significativa de calor que pode ser recuperada através dos gases de exaustão dos fornos. Apesar da quantidade, essa energia também tem qualidade, uma vez que os gases de exaustão estão a uma temperatura bastante elevada, o que possibilita a recuperação desse calor, para aplicações térmicas eventualmente mais exigentes.

Sendo assim, as soluções pensadas para o uso da recuperação do calor dos gases de exaustão foram as seguintes: pré-aquecimento do metanol antes de ser injetado no forno e aquecimento das águas sanitárias dos balneários da Ramada Aços. O sistema de pré-aquecimento de metanol será tratado neste capítulo, enquanto o aquecimento das águas sanitárias será tratado no capítulo seguinte.

Em primeiro lugar é necessário saber qual o caudal de gases de onde a energia será retirada, isto é, aproveitar a energia dos gases de exaustão antes ou depois da sua queima. Antes de serem queimados os gases estão, aproximadamente, à temperatura do interior do forno, depois da queima os gases misturam-se com ar atmosférico e a sua temperatura diminui.

Usar os gases depois da queima seria a opção mais interessante, visto que as condutas de exaustão desses gases permitiriam um maior número de soluções construtivas para os permutadores pensados. Contudo, no Anexo C estão apresentados os cálculos que permitiram estimar qual a temperatura da mistura dos gases no interior das condutas, através da medição da temperatura da parede exterior da conduta, chegando-se à conclusão que essa temperatura é muito baixa. Apesar desta energia térmica poder ser aproveitada, estaria a uma temperatura demasiado baixa para que fosse exeregeticamente significativa, deixando, por isso, de ter utilidade prática relevante.

Deste modo, para o pré-aquecimento do metanol serão usados os gases provenien-

tes da atmosfera interior do forno e antes da sua combustão. As suas características já são conhecidas e estão apresentadas nas tabelas 2.10, 2.12 e 2.14.

4.1 Pré-aquecimento do metanol

O metanol antes de ser injetado no forno é, atualmente, aquecido numa serpentina até 200 °C através de resistências elétricas, o que representa um consumo de eletricidade, logo, o uso dos gases de exaustão para realizar esse pré-aquecimento acabaria com esse consumo. Para ter uma ideia, considerando um caudal médio anual de metanol de 2,82 kg/h, a potência necessária para aquecer esse caudal dos 20 °C até aos 200 °C é de 1,15 kW, o que representa um consumo energético de 10074 kWh num ano por forno, sabendo que existem dois fornos o consumo será, aproximadamente, o dobro. Para um custo de 0,15 €/kWh, este consumo corresponde a mais de 3000€ por ano, e se o metanol for aquecido a uma temperatura superior ainda será maior.

O sistema de resistências elétricas será mantido como sistema de arranque e segurança, isto é, deve ser usado no arranque da instalação e no caso do metanol não atingir a temperatura necessária as resistências ligam e aquecem o metanol até aos 200 °C.

O sistema de recuperação de calor para pré-aquecimento do metanol será um permutador de tubos concêntricos e escoamentos paralelos (figura 4.1) e o seu dimensionamento está dividido em 3 partes: aquecimento do metanol no estado líquido, aquecimento durante a mudança de fase e durante o estado gasoso.

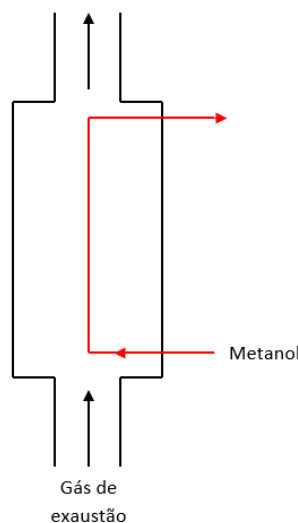


Figura 4.1: Diagrama do permutador de tubos concêntricos.

Para estes cálculos foram considerados os gases de exaustão durante o tratamento de cementação, uma vez que este é o mais comum e o caudal de metanol é maior durante tratamentos, por isso, a potência necessária para aquecer o metanol é mais elevada.

Falta conhecer o caudal volúmico para cada temperatura e a massa volúmica, mas como se conhece o caudal mássico e a massa molar, através da equação dos gases perfeitos, é possível obter esses parâmetros. Na tabela 4.1 estão apresentados os valores da massa volúmica dos gases e o caudal volúmico para várias temperaturas.

Tabela 4.1: Massa volúmica dos gases de exaustão antes da queima e caudal volúmico para várias temperaturas durante a cementação

Massa volúmica e caudal volúmico dos gases durante a cementação M=17,29 [kg/kmol] e $\dot{m}$ =9,33 [kg/h]		
T [°C]	ρ [kg/m ³]	$\dot{V}$ [m ³ /h]
100	0,5645	20,95
200	0,4452	25,37
300	0,3675	29,8
400	0,3129	34,23
500	0,2725	38,65
600	0,2413	43,08
700	0,2165	47,51
800	0,1963	51,93
900	0,1796	56,36
1000	0,1655	56,36

O próximo passo será descobrir o coeficiente de transferência de calor do metanol nas três fases distintas e o comprimento mínimo necessário do tubo para cada uma dessas fases. Todos os cálculos que foram efetuados usando o EES e todos os resultados estão presentes no Anexo D. Nesta secção, apenas é apresentado o método e equações usadas para se chegar aos resultados finais.

No dimensionamento de um permutador, além do estudo da transferência de calor, é importante ter em conta a perda de carga e ruídos, logo, de forma a reduzir o ruído e o desgaste, a velocidade do metanol no estado gasoso dentro do tubo do permutador não poderá ser superior a 10 m/s. Na tabela 4.2, está apresentado o diâmetro mínimo para o caso de existir carga no interior do forno e no caso de não existir.

Tabela 4.2: Diâmetro mínimo do tubo para o permutador em função da velocidade máxima e da presença de carga no forno

	Com carga $P=321$ [kPa]; $T=800$ [°C]	Sem carga $P=331$ [kPa]; $T=800$ [°C]
$\dot{m}_{\text{metanol}}$ [kg/h]	3,60	2,04
ρ_{metanol} [kg/m ³]	1,16	1,2
$\dot{V}_{\text{metanol}}$ [m ³ /h]	3,11	1,71
$v_{\text{máxima}}$ [m/s]	10	
Área mínima [mm ²]	86,27	47,4
Diâmetro mínimo [mm]	10,5	7,8

Como se pode verificar, o caso crítico ocorre quando existe carga no interior do forno, portanto, o diâmetro do tubo interior terá de ser superior a 10,5 mm. O diâmetro do tubo poderia variar ao longo do seu comprimento, mas optou-se por manter o diâmetro constante. As dimensões escolhidas foram 15 mm para o diâmetro exterior e 13 mm para o diâmetro exterior.

O diâmetro exterior da conduta de exaustão do forno é de 35 mm, mas para a zona do permutador optou-se por tubo com diâmetro exterior de 40 mm e diâmetro interior de 38 mm, a razão desta escolha está explicada numa secção seguinte.

Os valores dos diâmetros foram escolhidos a partir da tabela 4.3, onde estão apresentadas algumas dimensões características para tubos de aço inoxidável retirados do catálogo presente no Anexo E [11].

Tabela 4.3: Dimensões de tubos de aço inoxidável [11]

Diâmetro exterior [mm]	Espessura [mm]							Peso [kg/m]
	1	1,25	1,5	1,65	2	2,3	2,5	
15	0,351	0,430	0,507	-	-	-	-	
...								
35	0,851	1,056	1,258	1,378	1,653	1,883	2,035	
38	0,926	1,150	1,371	1,502	1,803	2,056	2,222	
40	0,977	1,166	1,446	1,538	1,903	2,171	2,362	

Optou-se por um permutador com escoamentos paralelos (figura 4.1) para permitir que o metanol ao aquecer suba, tendência natural do fluido. A eficiência deste tipo de permutadores pode ser calculada da seguinte forma [12]:

$$\epsilon = \frac{1 - \exp[-N(1 + C)]}{1 + C} \quad (4.1)$$

onde,

$$N = \frac{UA}{\dot{C}_{\min}} \quad (4.2)$$

$$C = \frac{\dot{C}_{\min}}{\dot{C}_{\max}} \quad (4.3)$$

sendo que, UA representa o coeficiente global de transferência de calor, $\dot{C}$ representa o produto do caudal mássico pelo calor específico a pressão constante. Comparando o valor de $\dot{C}$ do escoamento exterior (gases de exaustão) e do escoamento interior (metanol) é determinado o máximo ($\dot{C}_{\max}$) e o mínimo ($\dot{C}_{\min}$).

O coeficiente global de transferência de calor total, UA_{total} , para o caso de um tubo concêntrico de aço, na qual flui o metanol, inserido na conduta dos gases de exaustão é dada por:

$$UA_{\text{total}} = \frac{1}{R_{\text{total}}} \quad (4.4)$$

R_{total} representa a resistência térmica total e é dada por:

$$R_{\text{total}} = R_{\text{metanol}} + R_{\text{sujidade interior}} + R_{\text{aço}} + R_{\text{sujidade exterior}} + R_{\text{gases}} \quad (4.5)$$

É importante incluir as resistências de sujidade, visto que a sujidade aumenta a resistência térmica reduzindo a transferência de calor entre os dois fluidos. As resistências de sujidade para correntes de metanol e para gases de combustão provenientes da queima de carvão são as seguintes [13]:

$$R_{\text{sujidade exterior}} = R_{\text{sujidade metanol}} = \frac{0,00035}{A_{\text{superficial interior}}} \text{ [K/W]} \quad (4.6)$$

$$R_{\text{sujidade exterior}} = R_{\text{sujidade exaustão}} = \frac{0,00175}{A_{\text{superficial exterior}}} \text{ [K/W]} \quad (4.7)$$

Foi considerada uma resistência de sujamento exterior elevada, porque os gases de exaustão são bastantes ricos em carbono e podem levar à deposição de fuligem.

As restantes resistências são dadas por:

$$R_{\text{metanol}} = \frac{1}{h_{\text{metanol}} A_{\text{superficial interior}}} \text{ [K/W]} \quad (4.8)$$

$$R_{\text{aço}} = \frac{\ln\left(\frac{D_{\text{exterior}}}{D_{\text{interior}}}\right)}{2\pi k_{\text{aço}} L_{\text{tubo}}} \text{ [K/W]} \quad (4.9)$$

$$R_{\text{gases}} = \frac{1}{h_{\text{gases}} A_{\text{superficial exterior}}} \text{ [K/W]} \quad (4.10)$$

As propriedades do gás de exaustão têm de ser calculadas à temperatura do filme, T_{filme} , que é calculada fazendo uma média aritmética da temperatura média do fluido, $T_{\text{média}}$ e a temperatura da parede, T_{parede} .

$$T_{\text{filme}} = \frac{T_{\text{média}} + T_{\text{parede}}}{2} \quad (4.11)$$

A temperatura média dos gases pode ser calculada através da média entre a temperatura de entrada dos gases e a temperatura de saída. A temperatura de entrada, T_{inicial} , a potência que os gases irão transferir para o metanol, $\dot{Q}$, e o caudal mássico de gases, $\dot{m}_{\text{gases}}$, são conhecidos, por isso, a temperatura de saída dos gases é calculada da seguinte forma:

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\text{gases}} c_{p\text{gases}} (T_{\text{inicial}} - T_{\text{final}})_{\text{gases}} \quad (4.12)$$

De forma a determinar a temperatura do filme ainda falta conhecer a temperatura da parede. Usando a seguinte igualdade é possível calcular a temperatura da parede:

$$\dot{Q} = (T_{\text{média}} - T_{\text{parede}}) h_{\text{gases}} A_{\text{superficial exterior}} \quad (4.13)$$

Apesar de se conhecer o diâmetro do tubo e a potência necessária fornecer ao metanol, através do seu caudal e da variação de entalpia necessária, não se conhecem os coeficientes de convecção nem comprimento necessário da serpentina e, consequentemente, as áreas superficiais e o comprimento, sendo este, por isso, um cálculo iterativo.

A eficiência de um permutador também se pode calcular usando a próxima equa-

ção:

$$\epsilon = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{\text{máximo}}} \quad (4.14)$$

sendo que,

$$\dot{Q}_{\text{máximo}} = \dot{C}_{\text{min}} (T_{\text{inicial gases}} - T_{\text{inicial metanol}}) \quad (4.15)$$

Assim, recorrendo às equações apresentadas anteriormente, ao EES e às suas correlações para convecção em escoamentos internos, através do cálculo iterativo é possível determinar o comprimento necessário do tubo para aquecer o metanol até à temperatura desejada.

Na figura 4.2, apresenta-se parte das equações que foram inseridas no EES. As restantes equações estão apresentadas no Anexo D, como já foi referido, para não tornar este capítulo excessivamente longo.

```

Funções para descobrir qual o C máximo e mínimo para cada caso

Procedure compare (Cmet; Cgases; Cmax; Cmin)
  If (Cmet > Cgases) Then
    Cmax := Cmet
    Cmin := Cgases
  Else
    Cmax := Cgases
    Cmin := Cmet
  Endif
End compare

Começo dos cálculos

Tinicial,met = 20 [C] temperatura de entrada do metanol no tubo
Tinicial,gases = 900 [C] temperatura de entrada dos gases de exaustão na conduta
ṁ = 3.6 / 3600 caudal de metanol injetado durante um tratamento
Tsat = Tsat (METHANOL ; P = P )
Tmed,met = (Tinicial,met + Tsat) / 2
P = 321 [kPa] Pressão do metanol
Pgases = 101,325 [kPa]
Ḡ = (h (METHANOL ; x = 0 ; P = P ) - h (METHANOL ; T = 20 [C] ; P = P )) · ṁ Potência necessária para aquecer o metanol de 20 C até T de saturação
Tubo concêntrico - Metanol no interior e gás no exterior
Dext = 15 · 10-3 diâmetro exterior tubo metanol

```

Figura 4.2: Excerto das equações introduzidas no EES.

4.1.1 Aquecimento do metanol no estado líquido

Considerando que o metanol entra na serpentina a 20 °C e que os gases entram no permutador a 900 °C, será feito o dimensionamento desta parte do permutador, até o metanol atingir a sua temperatura de saturação.

Depois dos cálculos efetuados com a ajuda do EES, os resultados obtidos estão apresentados na tabela 4.4.

Tabela 4.4: Dimensionamento do permutador de tubos concêntricos - fase líquida

Dimensionamento do permutador - fase líquida	
$\dot{Q}_{\text{necessária}}$ [W]	265
$T_{\text{ini. metanol}}$ [°C]	20
$T_{\text{final metanol}}$ [°C]	97,5
$T_{\text{ini. gases}}$ [°C]	900
$T_{\text{final gases}}$ [°C]	857
h_{gases} [W/m ² K]	124
h_{metanol} [W/m ² K]	129
ϵ [%]	8,9
L [mm]	108±48

Apresentando as variáveis da tabela 4.4: $\dot{Q}_{\text{necessária}}$ representa a potência necessária fornecer ao metanol na secção do permutador referida, $T_{\text{ini. metanol}}$ e $T_{\text{final metanol}}$ representam a temperatura do metanol à entrada e saída da secção do permutador, $T_{\text{ini. gases}}$ e $T_{\text{final gases}}$ são a temperatura de entrada e saída dos gases da secção do permutador, h_{gases} é o coeficiente de convecção do escoamento exterior, h_{metanol} o coeficiente de convecção do escoamento interior, ϵ a eficiência do permutador, por fim, o comprimento da secção do permutador mencionada é dada por L .

Em todas as secções do permutador é associada uma incerteza ao comprimento, que resulta da incerteza existente no caudal mássico dos gases e do metanol e da incerteza atribuída aos coeficientes de convecção.

4.1.2 Vaporização do metanol

A ebulição ocorre quando a temperatura da superfície, que está em contacto com o fluido, é superior à temperatura de saturação do fluido. O aumento da temperatura da superfície provoca variação do fluxo de calor e, consequentemente, o modo de ebulição. Sendo assim, para se determinar o coeficiente de convecção médio durante a ebulição é necessário saber que tipo de ebulição irá ocorrer.

Para exemplificar o efeito da temperatura da superfície no fluxo de calor e no modo de ebulição, apresenta-se a figura 4.3 que representa a curva de ebulição da água a uma atmosfera para ebulição em vaso.

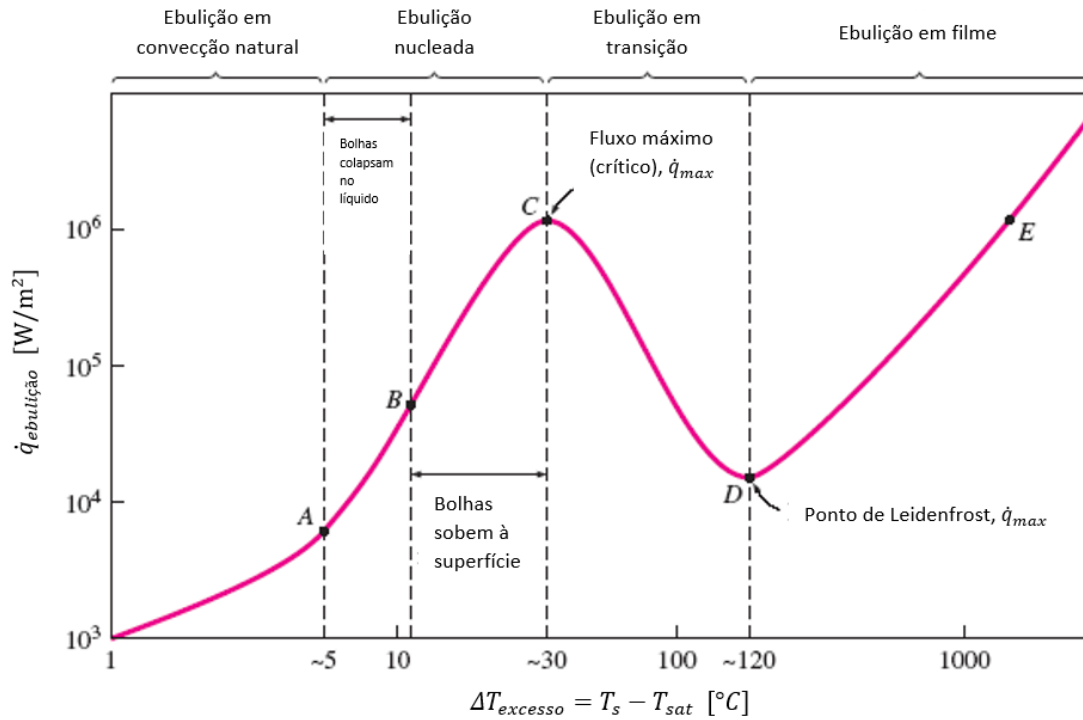


Figura 4.3: Curva de ebulição em vaso da água a 1 atmosfera [14].

A transferência de calor antes do fluxo máximo crítico é fenômeno bem conhecido, com bastantes correlações para determinar o coeficiente de convecção dos vários tipos de ebulição, quer seja para ebulição em vaso ou ebulição em escoamento. Contudo, depois do fluxo crítico o fenômeno é mais complexo e com menos informação disponível. Logo, é importante conhecer o fluxo de calor crítico para o caso que está a ser estudado e verificar que modo de ebulição irá ocorrer e, eventualmente, fugir-se de condições de fluxo crítico.

Sendo assim, foi usada a correlação de Bowring para escoamentos ascendentes em tubos verticais para se determinar o fluxo crítico, $\dot{q}_{crit}$, para a situação estudada. Esta correlação é dada pela seguinte equação [15]:

$$\dot{q}_{crit} = \frac{A + 0,25DG\Delta h_{sub}}{C + L} \quad (4.16)$$

$$G = \frac{\dot{m}}{A} \quad (4.17)$$

onde, D é o diâmetro do tubo, G é o fluxo de massa, $\dot{m}$ o caudal mássico do fluido, A a área da secção do tubo, Δh_{sub} é o subarrefecimento na entrada (diferença entre a entalpia de líquido saturado e a entalpia do fluido à entrada do tubo vertical) e L é o comprimento tubo [15]. Ainda falta definir os parâmetros A e C , esses dois parâmetros são definidos pelas expressões:

$$A = \frac{2,317 (0,25 h_{fg} DG) F_1}{(1 + 0,0143 F_2 D^{1/2} G)} \quad (4.18)$$

sendo que, h_{fg} é o calor latente de vaporização e C é dado pela seguinte expressão:

$$C = \frac{0,077 F_3 DG}{1 + 0,347 F_4 (G/1356)^n} \quad (4.19)$$

onde,

$$n = 2 - 0,5 P_R \quad (4.20)$$

e P_R é dado por,

$$P_R = \frac{P}{6,895 \times 10^3} \quad (4.21)$$

P é a pressão absoluta do fluido que está em ebulição em Pa.

No caso que está a ser dimensionado, a pressão absoluta do metanol é de 321 kPa, logo, $P_R < 1$, sendo assim, os parâmetros F_1 , F_2 , F_3 e F_4 são dados pelas seguintes expressões:

$$F_1 = \frac{P_R^{18,492} \exp[20,8 (1 - P_R)] + 0,917}{1,917} \quad (4.22)$$

$$\frac{F_1}{F_2} = \frac{P_R^{1,316} \exp[2,444 (1 - P_R)] + 0,309}{1,309} \quad (4.23)$$

$$F_3 = \frac{P_R^{17,023} \exp[16,658 (1 - P_R)] + 0,667}{1,667} \quad (4.24)$$

$$\frac{F_4}{F_3} = P_R^{1,649} \quad (4.25)$$

A correlação de Bowring foi baseada em dados obtidos para os seguintes intervalos de valores: $0,2 \text{ MPa} < P < 19 \text{ MPa}$, $2 \text{ mm} < D < 45 \text{ mm}$, $0,15 \text{ m} < L < 3,6 \text{ m}$ e $136 \text{ kg/m}^2\text{s} < G < 18600 \text{ kg/m}^2\text{s}$. Apesar disso, não é garantido que qualquer combinação destes valores é coberta pela correlação. Além disso, esta correlação é válida apenas para água, mas pode ser usada para prever o fluxo de calor crítico para outros fluidos usando métodos de ajuste [15].

O parâmetro de ajuste para tubos verticais é dado por,

$$\psi_v = \frac{GD}{\mu_l} \left(\frac{\mu_l^2}{\sigma D \rho_l} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_g}{\mu_l} \right)^{1/5} \quad (4.26)$$

onde σ é a tensão superficial, μ_l é a viscosidade dinâmica no estado líquido, μ_g é a viscosidade dinâmica no estado gasoso do fluido para qual se está a calcular o parâmetro de ajuste. Citando os passos para estabelecer os fluxo de calor crítico para fluidos não aquosos [15]:

- Descobrir a pressão na qual o rácio ρ_l/ρ_g é igual ao rácio ρ_l/ρ_g do fluido que está a ser usado (no caso estudado é o metanol);
- Calcular o parâmetro $(\psi_v/G)_F$ para o fluido e $(\psi_v/G)_w$ para a água. São usadas as propriedades físicas da água à pressão determinada no passo anterior. O fluxo de massa equivalente para água, G_w , é dado por:

$$G_w = G_F \left[\frac{(\psi_v/G)_F}{(\psi_v/G)_w} \right] \quad (4.27)$$

- De forma a manter o rácio entre o subarrefecimento na entrada e o calor latente de vaporização, o subarrefecimento na entrada da água é dado por:

$$(\Delta h_{sub})_w = (\Delta h_{sub})_F \left[\frac{(h_{fg})_w}{(h_{fg})_F} \right] \quad (4.28)$$

- Usando a correlação da equação (4.16), o calor de fluxo crítico para a água é determinado para os valores de L e D conhecidos e para os valores de fluxo de massa, G_w , e de subarrefecimento na entrada, $(\Delta h_{sub})_w$, calculados nos passos anteriores;
- Por fim, o fluxo de calor crítico para o fluido em estudo, $(\dot{q}_{crit})_F$, é estimado a partir do valor calculado para a água, $(\dot{q}_{crit})_w$, através da seguinte expressão:

$$(\dot{q}_{crit})_F = (\dot{q}_{crit})_w \frac{G_F(h_{fg})_F}{G_w(h_{fg})_w} \quad (4.29)$$

Para calcular o coeficiente de convecção foi usada uma correlação de Shah [16]. Esta correlação usa alguns parâmetros adimensionais que serão apresentados a seguir. O número adimensional Ψ , dado pela quociente entre o coeficiente de transferência de calor local bifásico, h_{TP} , e o coeficiente de transferência de calor superficial da fase líquida, h_l , num dado local a que corresponde um título igual a x .

$$\Psi = \frac{h_{TP}}{h_l} \quad (4.30)$$

O coeficiente de transferência de calor superficial da fase líquida é calculado pela equação de Dittus-Boelter [16]:

$$h_l = 0,023 \left(\frac{G(1-x)D}{\mu_l} \right)^{0,8} Pr_l^{0,4} \frac{k_l}{D} \quad (4.31)$$

onde, G é o fluxo de massa, x o título do fluido, D o diâmetro do tubo, μ_l a viscosidade dinâmica, k_l a condutividade térmica e Pr_l o número de Prandtl do fluido no estado líquido.

Número de convecção, Co , dado por,

$$Co = \left(\frac{1}{x} - 1 \right)^{0,8} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5} \quad (4.32)$$

onde, x representa o título do fluido, ρ_l e ρ_g a massa volúmica do líquido e do vapor, respetivamente.

O número de ebulição, Bo , dado pelo quociente entre o fluxo de calor ($\dot{q}$) e o produto do fluxo de massa (G) com o calor latente de vaporização (h_{fg}).

$$Bo = \frac{\dot{q}}{Gh_{fg}} \quad (4.33)$$

Por fim, o número de Froude, Fr_L , assumindo que todo o fluxo de massa está no estado líquido.

$$Fr_L = \frac{G^2}{\rho_l^2 g D} \quad (4.34)$$

Conhecidos agora os números adimensionais, para tubos verticais têm-se a seguintes relações:

$$N = Co \quad (4.35)$$

Para $N > 1,0$,

$$\Psi_{nb} = 230Bo^{0,5}, \quad Bo > 0,3 \times 10^{-4} \quad (4.36)$$

$$\Psi_{nb} = 1 + 46Bo^{0,5}, \quad Bo < 0,3 \times 10^{-4} \quad (4.37)$$

$$\Psi_{cb} = \frac{1,8}{N^{0,8}} \quad (4.38)$$

O número adimensional Ψ é igual ao maior valor entre Ψ_{nb} e Ψ_{cb} . Ou seja, se $\Psi_{nb} > \Psi_{cb}$, $\Psi = \Psi_{nb}$. Se $\Psi_{cb} > \Psi_{nb}$, então $\Psi = \Psi_{cb}$.

Para $0,1 < N \leq 1,0$,

$$\Psi_{bs} = FBo^{0,5} \exp(2,74N^{-0,1}) \quad (4.39)$$

Ψ_{cb} é calculado usando a equação (4.38) e Ψ é dado pelo maior valor entre Ψ_{cb} e Ψ_{bs} .

Para $N \leq 0,1$,

$$\Psi_{bs} = FBo^{0,5} \exp(2,74N^{-0,15}) \quad (4.40)$$

Do mesmo modo, Ψ_{cb} é calculado usando a equação (4.38) e Ψ é dado pelo maior valor entre Ψ_{cb} e Ψ_{bs} .

A constante F , das equações (4.39) e (4.40), é igual a 14,7 para Bo maior ou igual a 11×10^{-4} e é igual a 15,43 para Bo inferior a 11×10^{-4} .

Conhecendo o número adimensional Ψ e coeficiente de transferência de calor superficial da fase líquida, h_l , é possível calcular h_{TP} para um valor do título específico e o valor médio do coeficiente de transferência de calor pode ser calculado da seguinte forma:

$$\bar{h}_{TP} = \int_0^1 h_{TP} dx \quad (4.41)$$

Como se pode constatar pelas equações (4.16) e (4.33) é necessário conhecer o comprimento para se saber qual é o calor de fluxo crítico e qual o valor médio do coeficiente transferência de calor durante a ebulição. Por isso, inicialmente arbitrou-se um valor para o coeficiente de transferência de calor e calculou-se qual o compri-

mento de tubo necessário, usando as equações apresentadas no início do capítulo. De seguida, usando o valor de comprimento que foi obtido calculou-se, $\bar{h}_{TP}$ e repetiu-se este processo iterativo até os valores convergirem. Por fim, com o comprimento do tubo já conhecido determinou-se o calor de fluxo crítico.

Os valores obtidos para o comprimento do tubo, o coeficiente de transferência de calor médio, o fluxo de calor crítico, o fluxo de calor da situação estudada, a temperatura da parede, a temperatura de saturação, o excesso de temperatura e os restantes resultados obtidos no dimensionamento do permutador estão apresentados na tabela 4.5.

Pela observação da tabela 4.5, verifica-se que o fluxo de calor da situação estudada é inferior ao fluxo de calor crítico e a temperatura de excesso, $\Delta T_{\text{excesso}}$, é relativamente baixa, logo, é muito provável estar-se antes do ponto crítico e que irá ocorrer ebulição nucleada.

Tabela 4.5: Dimensionamento do permutador de tubos concêntricos - mudança de fase

Dimensionamento do permutador - mudança de fase	
$\dot{Q}_{\text{necessária}}$ [W]	1031
$\dot{q}_{\text{crit, Bowring}}$ [kW/m ²]	40,1
$\dot{q}$ [kW/m ²]	36,7
T_{parede} [°C]	123
$\Delta T_{\text{excesso}}$ [°C]	25,9
$T_{\text{ini. metanol}}$ [°C]	97,5
$T_{\text{final metanol}}$ [°C]	97,5
$T_{\text{ini. gases}}$ [°C]	856,6
$T_{\text{final gases}}$ [°C]	648,7
h_{gases} [W/m ² K]	57,5
$\bar{h}_{TP}$ [W/m ² K]	1417
ϵ [%]	27,4
L [mm]	688±159

4.1.3 Aquecimento no estado gasoso

O dimensionamento desta parte do permutador foi feito desde a temperatura de saturação até que este atingisse os 200 °C.

Na tabela 4.6 apresenta-se os resultados obtidos, através do EES, durante o aquecimento do metanol no estado gasoso.

Tabela 4.6: Dimensionamento do permutador de tubos concêntricos - vapor

Dimensionamento do permutador - vapor	
$\dot{Q}_{\text{necessária}}$ [W]	220
$T_{\text{ini. metanol}}$ [°C]	97,5
$T_{\text{final metanol}}$ [°C]	200
$T_{\text{ini. gases}}$ [°C]	649
$T_{\text{final gases}}$ [°C]	603
h_{gases} [W/m ² K]	60,6
h_{metanol} [W/m ² K]	62,6
ϵ [%]	21,2
L [mm]	374±59

4.2 Comprimento final do permutador

Realizados os cálculos para todos os estados do metanol as características finais do permutador de tubos concêntricos são as apresentadas na tabela 4.7.

Tabela 4.7: Características do permutador de tubos concêntricos

Características do permutador		
Tubo interior	D_{interior} [mm]	13
	D_{interior} [mm]	15
Tubo exterior	D_{interior} [mm]	38
	D_{interior} [mm]	40
L [m]		1,17±0,176

Ao comprimento total está associado uma incerteza, proveniente das incertezas nos caudais mássicos de metanol e dos gases e da incertezas nos coeficientes de convecção, essas incerteza estão apresentadas no Anexo D. Sendo assim, de forma a ficar no lado da segurança, o comprimento total do tubo do permutador será de:

$$L_{\text{total}} = 1,17 + 0,176 = 1,35 \text{ [m]} \quad (4.42)$$

O comprimento do permutador pode ser aumentado a todo o comprimento do tubo de exaustão de forma a ter uma temperatura final do metanol superior a 200 °C garantindo-se, assim, um maior aproveitamento do calor dos gases de escape e consequente redução do consumo de eletricidade.

4.3 Perda de carga do permutador

Em qualquer escoamento existem perdas de energia associadas à viscosidade do fluido, sendo assim, estudou-se a perda de carga a que os gases de exaustão estão sujeitos atualmente e qual perda de carga com a instalação do permutador de tubos concêntricos.

A perda de carga em linha de um escoamento turbulento pode ser calculada através da seguinte equação:

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{\rho v^2}{2} \quad (4.43)$$

onde, ΔP é a perda de carga, f o fator de atrito, L o comprimento do tubo, D o diâmetro do tubo, ρ a massa volúmica do fluido e v a velocidade do fluido.

A tubagem atual possui um diâmetro exterior de 35 mm o diâmetro interior não é conhecido, mas pela observação da tabela 4.3, considerou-se que o tubo tinha um diâmetro interior de 33 mm. O caudal mássico e o caudal volúmico estão na tabela 2.9, deste modo, a velocidade e a massa volúmica dos gases, a 920 °C, são:

$$v = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{52,82/3600}{\pi \times 0,033^2/4} = 17,15 \text{ [m/s]} \quad (4.44)$$

$$\rho = \frac{\dot{m}}{\dot{V}} = \frac{9,33}{52,82} = 0,177 \text{ [kg/m}^3\text{]} \quad (4.45)$$

O fator de atrito foi calculado usando o EES e obteve-se um valor de 0,0558. Sendo assim, calculando a perda de carga para um comprimento igual ao comprimento total do permutador chegou-se ao seguinte resultado:

$$\Delta P = 0,0558 \times \frac{1,34}{0,033} \times \frac{0,177 \times 17,15^2}{2} = 55,8 \text{ [Pa]} \quad (4.46)$$

Ao inserir o permutador de tubos concêntricos irá aumentar a perda de carga, logo, para manter uma perda de carga igual ou inferior aumentou-se o diâmetro interior da conduta de exaustão na zona do permutador para 38 mm. Com esta alteração a perda de carga em linha, em cada secção do permutador, dos escoamento exterior (gases de exaustão) e do escoamento interior (metanol) está na tabela 4.8.

Tabela 4.8: Perda de carga em linha dos escoamentos em cada secção do permutador

	Metanol líquido	Mudança de fase	Metanol gasoso
ΔP_{gases} [Pa]	7,13	18,4	11,2
$\Delta P_{\text{metanol}}$ [Pa]	0,11	27,7	10,4

O cálculo das perdas de carga em linha da tabela 4.8, realizado no EES, estão no Anexo D. Apenas no cálculo da perda de carga em linha do escoamento exterior se usou a equação (4.43), para o escoamento interior utilizaram-se funções disponibilizadas pelo EES.

Além da perda de carga em linha, pela observação da figura 4.1 conclui-se que a introdução do permutador irá provocar as seguintes perdas de carga localizadas: uma expansão e uma contração súbita do escoamento exterior e duas mudanças de direção de 90° do escoamento interior.

A perda de carga localizada pode-se calcular através da seguinte equação:

$$\Delta P_{\text{loc.}} = \frac{1}{2} \rho v^2 K_L \quad (4.47)$$

onde, $\Delta P_{\text{loc.}}$ representa a perda de carga localizada e K_L o coeficiente de perda de carga localizada. Este coeficiente depende da geometria que está a ser considerada e pelas propriedades do fluido.

Os valores do coeficiente de perda de carga localizada para as geometrias estão apresentados na tabela 4.9 , estes valores foram obtidos com recurso ao EES.

Tabela 4.9: Coeficiente de perda de carga localizada para as geometrias presentes no permutador

Coeficiente de perda de carga localizada, K_L	
Expansão súbita	0,06
Contração súbita	0,12
Curva 90°	0,48

Agora que se conhece o coeficiente de perdas para cada geometria calculam-se as perdas de carga localizadas. Essas geometrias estão apenas localizadas em duas das três secções do permutador, os valores dessas perdas estão na tabela 4.10.

Tabela 4.10: Perdas de carga localizada provocada por geometrias presentes em duas secções do permutador

	Metanol líquido	Metanol gasoso
$\Delta P_{\text{loc. gases}} [\text{Pa}]$	1,29	2,13
$\Delta P_{\text{loc. metanol}} [\text{Pa}]$	0,02	4,46

Agora que se conhecem as perdas de carga em linha e as perdas de carga localiza, é possível calcular a perda de carga total do escoamento exterior e do escoamento interior.

$$\Delta P_{\text{gases, total}} = 7,13 + 18,4 + 11,2 + 1,29 + 2,13 = 40,2 [\text{Pa}] \quad (4.48)$$

$$\Delta P_{\text{metanol, total}} = 0,11 + 27,7 + 10,4 + 0,02 + 4,46 = 42,7 [\text{Pa}] \quad (4.49)$$

O objetivo de obter uma perda de carga igual ou inferior à situação atual com a introdução do permutador de tubos concêntricos foi atingido, como se pode ver comparando os resultados das equações (4.46) e (4.48).

4.3.1 Influência da incerteza no valor da perda de carga em linha do escoamento exterior

A perda de carga em linha é influenciada pelo caudal, logo, a incerteza do caudal irá afetar o valor final da perda de carga. Além disso, estimou-se um erro relativo de 15 % nos fatores de atrito [17] usado para calcular a perda de carga em linha do escoamento dos gases de exaustão e, recorrendo ao EES, calculou-se o valor da incerteza na perda de carga de cada secção do permutador.

As incertezas da perda de carga linha, em cada secção do permutador, dos dois escoamentos estão apresentadas na tabela 4.11.

Tabela 4.11: Incerteza nos valores da perda de carga em linha do dois escoamentos

	Metanol líquido	Mudança de fase	Metanol gasoso	Total
$\Delta P_{\text{gases}} [\text{Pa}]$	7,13±1,80	18,4±5,27	11,2±3,03	36,7±6,34
$\Delta P_{\text{metanol}} [\text{Pa}]$	0,11±0,05	27,7±11,4	10,39±4,27	38,17±12,2

Assumindo o pior caso, a perda de carga em linha máxima do escoamento dos

gases de exaustão é de 43 Pa, e por isso, adicionando as perdas de carga localizadas chega-se a um valor total máximo de:

$$\Delta P_{\text{gases, máxima}} = 43 + 1,29 + 2,13 = 46,4 \text{ [Pa]} \quad (4.50)$$

Esta perda de carga continua a ser inferior à perda de carga da situação atual.

Capítulo 5

Dimensionamento do reservatório

A energia térmica residual proveniente da tocha que queima os gases de exaustão poderá ser usada num sistema de aquecimento da água dos banhos efetuados no balneário da Ramada Aços. Este sistema terá de possuir um permutador de calor, que irá promover a transferência de calor entre a chama da tocha que queima os gases de exaustão e o fluido de transporte (água). De seguida, o fluido de transporte irá percorrer um circuito fechado e chegar a uma serpentina no interior de um reservatório, onde irá fornecer energia à água presente no seu interior, aumentando a sua temperatura. Por fim, a água dentro do reservatório poderá ser utilizada para os banhos dos funcionários.

Para se dimensionar/selecionar o permutador gás-água é necessário conhecer primeiro o volume do reservatório, esse dimensionamento será feito neste capítulo. Com base no dimensionamento, optou-se por usar um reservatório existente no mercado que já inclui a serpentina de aquecimento.

Além do dimensionamento do reservatório, será feito um estudo do comportamento da serpentina do reservatório, isto é, qual a potência que transfere para o reservatório, temperatura de saída da água e perdas de carga em função do caudal de água que circula no seu interior.

Em primeiro lugar, é necessário saber o consumo médio de água dos banhos efetuados pelos funcionários da empresa. Segundo a informação fornecida pela empresa, 10 funcionários usam o balneário por volta das 6 horas da manhã e outros 10 funcionários por volta das 14 horas e 30 minutos da tarde.

Sendo que existem 8 chuveiros, considerando um consumo de 5 litros por minuto e que o tempo médio por banho é de 8 minutos, então o consumo de água é de 320 litros de água, mas como existem 10 funcionários por turno o consumo total de água é de 400 litros.

O reservatório pode ser representado pelo diagrama da seguinte figura 5.1.

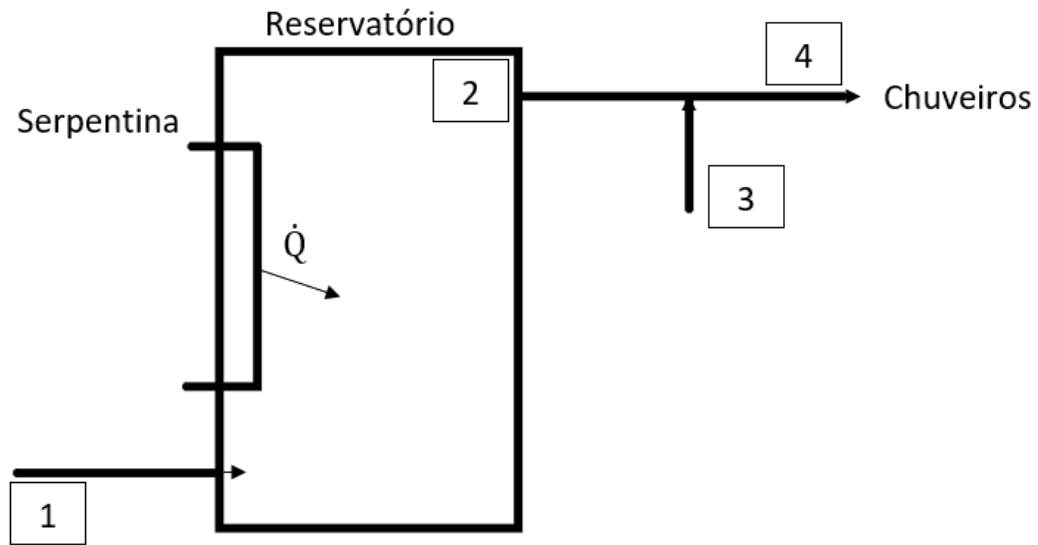


Figura 5.1: Diagrama do reservatório de água.

Na figura 5.1, o ponto 1 representa a água que entra no tanque a partir da rede, o ponto 2 a água quente que sai do reservatório, o ponto 3 água que proveniente da rede que entra no misturador para regular a temperatura da água do banho, o ponto 4 representa a água que será usada no banho e $\dot{Q}$ a potência fornecida pela serpentina à água presente no reservatório.

A determinação do volume do reservatório será feita assumindo que não existe estratificação dentro do reservatório, que antes dos banhos a água no interior do reservatório se encontra a 65 °C e no final dos banhos a água do reservatório estará a 43 °C. Além disso, a pressão no interior do reservatório será a pressão da rede, ou seja, cerca de 3 bar absoluto. Esta temperatura de 65 °C foi escolhida para permitir trabalhar com uma temperatura máxima no fluido de recirculação de 85 °C. Como este fluido também é água reduz-se assim o risco de se formar vapor dentro da tubagem mesmo que esta estivesse à pressão atmosférica.

Fazendo um balanço energético ao misturador tem-se a seguinte equação:

$$\dot{m}_2 \times h_2 + \dot{m}_3 \times h_3 = \dot{m}_4 \times h_4 \quad (5.1)$$

além disso,

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_2 + \dot{m}_3 \quad (5.2)$$

e, também pela lei da conservação da massa, o caudal de água que entra no reservatório é igual ao caudal que sai ($\dot{m}_1 = \dot{m}_2$), logo a equação (5.1) pode ser escrita da seguinte forma:

$$\dot{m}_1 h_2 + (\dot{m}_4 - \dot{m}_1) h_3 = \dot{m}_4 h_4 \quad (5.3)$$

Aplicando agora a primeira lei da termodinâmica na forma diferencial à água no reservatório, visto que a energia interna do reservatório varia no tempo, tem-se a seguinte equação:

$$\dot{m}_1 h_1 + \dot{Q} - \dot{m}_1 h_2 = \frac{dU_0}{dt} \quad (5.4)$$

A energia interna no tanque em ordem ao tempo é calculada através da seguinte expressão:

$$U_t = \int_0^t \frac{dU_0}{dt} + U_0 \quad (5.5)$$

A energia interna inicial do reservatório, U_0 , é dada por:

$$U_0 = V_{\text{reservatório}} \bar{\rho} u_{65 \text{ } ^\circ\text{C}} \quad (5.6)$$

onde, $V_{\text{reservatório}}$ é o volume do reservatório, $u_{65 \text{ } ^\circ\text{C}}$ a energia interna específica mássica da água e $\bar{\rho}$ é a massa volúmica média da água entre os 65 °C e os 43 °C a 3 bar, ou seja:

$$\bar{\rho} = \frac{\rho_{65 \text{ } ^\circ\text{C}} + \rho_{43 \text{ } ^\circ\text{C}}}{2} \quad (5.7)$$

Em cada instante a energia interna da água no tanque é também:

$$U_t = V_{\text{reservatório}} \bar{\rho} u_{T_2} \quad (5.8)$$

onde, u_{T_2} é a energia interna específica da água que é função de T_2 , no qual, T_2 é a temperatura do ponto 2 em cada instante.

Apenas falta conhecer a entalpia no ponto 2 em cada instante que pode ser determinada em função da pressão do tanque e da energia interna da água à temperatura T_2 .

$$h_2 = f(u_{T_2}, P_{\text{reservatório}}) \quad (5.9)$$

Os cálculos foram efetuados com recurso ao EES e, inicialmente, foi arbitrado

um volume para o tanque e obteve-se qual é a temperatura T_2 no instante final, repetindo-se esse processo até descobrir qual é o volume do tanque para o qual a temperatura final no ponto 2 era igual a 43 °C.

As figuras 5.2 e 5.3 apresentam as equações inseridas no EES e a figura 5.4 a janela das soluções.

Água no interior do depósito

$P = 300$ [kPa] Pressão no interior do reservatório - Pressão da rede

$T_i = 65$ [C] Temperatura inicial da água no depósito

$T_f = 43$ [C] Temperatura final da água no depósito depois dos banhos

$T_{abast} = 14$ [C] Temperatura da água de abastecimento proveniente da linha

$T_{banho} = 40$ [C] Temperatura da água durante o banho

$\rho_i = \rho(\text{water}; T = T_i; P = P)$ massa volúmica da água a 65 °C e 3 bar

$\rho_f = \rho(\text{water}; T = T_f; P = P)$ massa volúmica da água a 43 °C e 3 bar

$$\rho_{med} = \frac{\rho_i + \rho_f}{2}$$

$\dot{Q} = 0$ potência da serpentina

$\rho_4 = \rho(\text{water}; T = T_{banho}; P = P)$

Caudal de água nos banhos

$n_{pessoas} = 10$

$n_{chuveiros} = 8$

$\text{Consumo}_{pessoa} = 5$ [L/min] Consumo de água por minuto

$\text{Consumo}_{total} = \text{Consumo}_{pessoa} \cdot n_{pessoas}$ Consumo de água total

$\text{Consumo}_{1parte} = \text{Consumo}_{pessoa} \cdot n_{chuveiros}$ Apenas podem tomar banho 8 pessoas de uma vez

$\text{Consumo}_{2parte} = \text{Consumo}_{pessoa} \cdot (n_{pessoas} - n_{chuveiros})$ Restantes que não tomaram banho na primeira volta

$\text{tempo}_{med.banho} = 8$ [min] tempo média por banho

$$\dot{V}_{banho1} = \text{Consumo}_{1parte} \cdot \left| 0,0000166667 \cdot \frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{L}/\text{min}} \right|$$
 caudal volúmico do banho para 8 pessoas

Figura 5.2: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador do reservatório de água, primeira parte.

$$\begin{aligned} \dot{V}_{\text{banho2}} &= \text{Consumo}_{2\text{parte}} \cdot \left| 0,0000166667 \cdot \frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{L/min}} \right| \text{ caudal volúmico do banho para 2 pessoas} \\ \dot{m}_{\text{banho1}} &= \dot{V}_{\text{banho1}} \cdot \rho_4 \text{ caudal mássico do banho para 8 pessoas} \\ \dot{m}_{\text{banho2}} &= \dot{V}_{\text{banho2}} \cdot \rho_4 \text{ caudal mássico do banho para 2 pessoas} \\ \dot{m}_2 &= \dot{m}_1 \text{ caudal de água da rede que entra no depósito} \\ \dot{m}_4 &= \text{Interpolate ('Lookup 1'; 'T'; 'm_{dot,4}'; 'T'= t)} \text{ caudal mássico de água usado nos banhos} \\ h_1 &= h(\text{water}; T = T_{\text{abast}}; P = P) \text{ Entalpia água da rede que entra no depósito} \\ h_3 &= h(\text{water}; T = T_{\text{abast}}; P = P) \text{ Entalpia água da rede que serve de mistura} \\ h_4 &= h(\text{water}; T = T_{\text{banho}}; P = P) \text{ Entalpia água da do banho} \\ \dot{m}_1 \cdot h_2 + (\dot{m}_4 - \dot{m}_1) \cdot h_3 &= \dot{m}_4 \cdot h_4 \text{ Equação de equilíbrio no misturador} \\ \dot{m}_1 \cdot h_1 + \dot{Q} - \dot{m}_1 \cdot h_2 &= dUdt \\ u_{65^\circ\text{C}} &= u(\text{water}; T = T_i; P = P) \text{ Energia interna específica inicial da água no depósito} \\ U_0 &= V_{\text{dep}} \cdot \rho_{\text{med}} \cdot u_{65^\circ\text{C}} \\ t_s &= \text{tempo}_{\text{med.banho}} \cdot \left| 60 \cdot \frac{\text{s}}{\text{min}} \right| \cdot 2 \\ U_t &= U_0 + \int_0^{t_s} (dUdt) dt \\ U_t &= V_{\text{dep}} \cdot \rho_{\text{med}} \cdot u_{T,2} \text{ Energia interna da água no depósito ao longo do tempo} \\ h_2 &= h(\text{water}; u = u_{T,2}; P = P) \text{ Entalpia da água à saída do depósito} \\ h_2 &= h(\text{water}; T = T_2; P = P) \text{ Equação para determinar } T_2 \\ V_{\text{dep}} &= 0,4761 \text{ [m}^3\text{]} \text{ Volume do depósito} \end{aligned}$$

Figura 5.3: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador do reservatório de água, última parte.

Unit Settings: SI C kPa kJ mass deg			
Consumo _{1parte} = 40 [L/min]	Consumo _{2parte} = 10 [L/min]	Consumo _{pessoa} = 5 [L/min]	Consumo _{total} = 50 [L/min]
dUdt = -17,98 [kW]	$h_1 = 59,08$ [kJ/kg]	$h_2 = 180,3$ [kJ/kg]	$h_3 = 59,08$ [kJ/kg]
$h_4 = 167,8$ [kJ/kg]	$\dot{m}_1 = 0,1483$ [kg/s]	$\dot{m}_2 = 0,1483$ [kg/s]	$\dot{m}_4 = 0,1654$ [kg/s]
$\dot{m}_{banho1} = 0,6615$ [kg/s]	$\dot{m}_{banho2} = 0,1654$ [kg/s]	$n_{chuveiros} = 8$	$n_{pessoas} = 10$
$P = 300$ [kPa]	$\dot{Q} = 0$ [kW]	$\rho_4 = 992,3$ [kg/m ³]	$\rho_f = 991,1$ [kg/m ³]
$\rho_l = 980,6$ [kg/m ³]	$\rho_{med} = 985,9$ [kg/m ³]	$t = 960$ [s]	tempo _{med.banho} = 8 [min]
$T_2 = 43$ [C]	$T_{abast} = 14$ [C]	$T_{banho} = 40$ [C]	$T_f = 43$ [C]
$T_i = 65$ [C]	$t_s = 960$ [s]	$U_0 = 127689$ [kJ]	$u_{65^\circ C} = 272$ [kJ/kg]
$U_t = 84505$ [kJ]	$u_{T,2} = 180$ [kJ/kg]	$V_{dep} = 0,4761$ [m ³]	$\dot{V}_{banho1} = 0,0006667$ [m ³ /s]
$\dot{V}_{banho2} = 0,0001667$ [m ³ /s]			

Figura 5.4: Janela de soluções do EES - dimensionamento do reservatório de água.

A temperatura no ponto 2 varia ao longo do tempo e é um dos parâmetros que irá ter influência na quantidade de água do reservatório que será usada durante os banhos. Na figura 5.5, está representada a variação dessa temperatura durante o tempo dos banhos. Como era esperado, essa temperatura diminui ao longo do tempo, mas é maior quanto maior for o volume do reservatório.

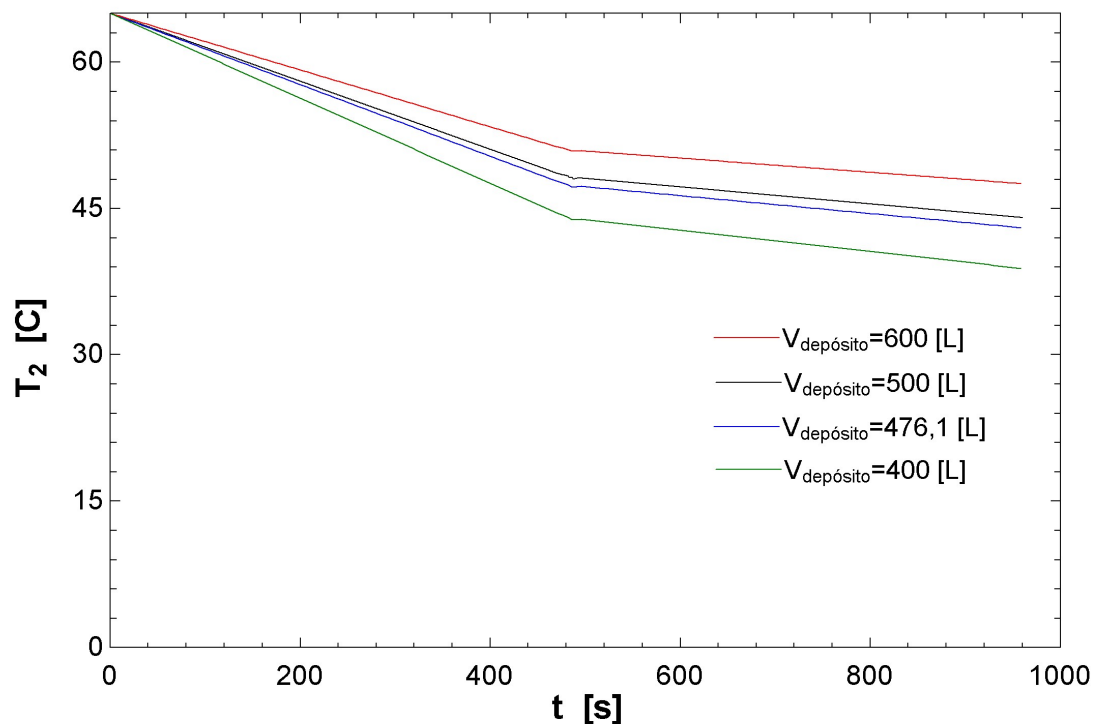


Figura 5.5: Evolução da temperatura da água no ponto 2 ao longo do tempo.

Pela observação da figura anterior, verifica-se que a partir de um certo instante de tempo existe uma alteração no declive das curvas, isso acontece devido à alteração

de consumo de água nos banhos, que causa a alteração da temperatura no ponto 2. Essa alteração no consumo ocorre quando passam de 8 pessoas a tomar banho para 2 pessoas, uma vez que existem 10 funcionários no total e apenas 8 chuveiros.

No balanço da energia interna ao longo do tempo da água no reservatório, equação (5.4), considerou-se que a potência debitada pela serpentina durante os banhos é nula. Assim, o reservatório é dimensionado pelo lado da segurança, visto que com o aumento da potência debitada pela serpentina, menor é o volume do reservatório necessário, como se vê pela figura 5.6.

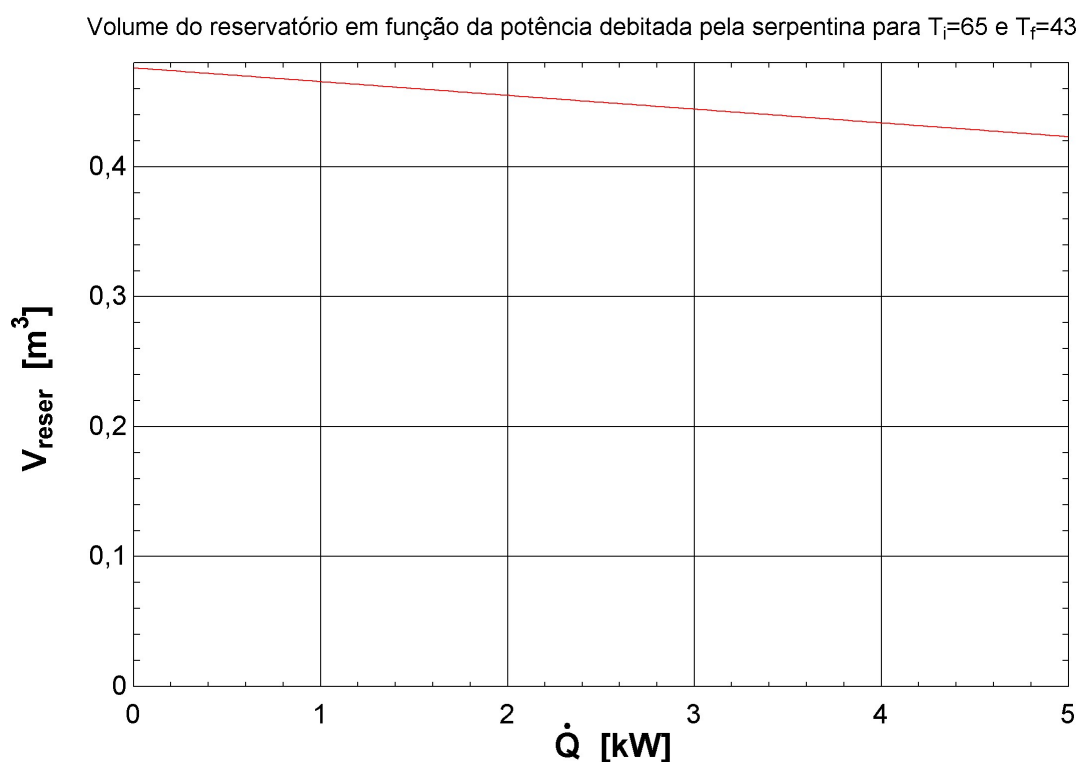


Figura 5.6: Volume do reservatório em função da potência debitada pela serpentina.

Pela resolução das equações vê-se que, para a temperatura final do ponto 2 ser 43 °C, o volume mínimo necessário do reservatório é de 476,1 litros. Deste modo, recorreu-se ao catálogo da Vulcano e selecionou-se um reservatório de 500 litros da gama SK [18], este reservatório já possui uma serpentina, logo, não é necessário dimensionar uma. As páginas do catálogo referentes ao reservatório escolhido estão no Anexo F. Refazendo os cálculos para um volume do reservatório de 500 litros, a temperatura final do ponto 2, depois dos banhos, será de 44,05 °C.

5.1 Potência necessária para o aquecer a água do reservatório

Agora será calculada a potência média necessária para voltar a aquecer dos 44,05 °C até aos 65 °C, durante um intervalo de tempo entre banhos. Como mencionado anteriormente, os funcionários tomam banho às 6 horas da manhã e às 14 horas e 30 minutos da tarde, ou seja, um intervalo de 8 horas e 30 minutos, para garantir uma margem de segurança será usado um intervalo de tempo, Δt , de 7 horas e 30 minutos.

$$\Delta t = 7,5 \text{ [h]} \times 3600 \text{ [s/h]} = 27000 \text{ [s]} \quad (5.10)$$

A potência necessária para o aquecimento, $\dot{Q}_{\text{aquecimento}}$, é calculada da seguinte forma:

$$\dot{Q}_{\text{aquecimento}} = \frac{V_{\text{reservatório}} \rho_{\text{médio}} (u_{65 \text{ °C}} - u_{44,05 \text{ °C}})}{\Delta t} \quad (5.11)$$

onde, $u_{65 \text{ °C}}$ e $u_{44,05 \text{ °C}}$ são a energia interna específica à pressão do reservatório da água a 65 °C e 44,05 °C, respetivamente. A massa volúmica média da água à pressão do reservatório, $\rho_{\text{médio}}$, é dada por:

$$\rho_{\text{médio}} = \frac{\rho_{65 \text{ °C}} + \rho_{44,05 \text{ °C}}}{2} \quad (5.12)$$

do mesmo modo, $\rho_{65 \text{ °C}}$ e $\rho_{44,05 \text{ °C}}$ representam a massa volúmica da água à pressão do reservatório a 65 °C e 44,05 °C, respetivamente.

Recorrendo ao EES, determinou-se a massa volúmica e a energia interna às condições referidas e apresenta-se os valores na tabela 5.1.

Tabela 5.1: Propriedades da água à pressão do reservatório

Propriedades da água à pressão de 3 bar	
$\rho_{65 \text{ °C}} \text{ [kg/m}^3\text{]}$	980,6
$\rho_{44,05 \text{ °C}} \text{ [kg/m}^3\text{]}$	990,7
$\rho_{\text{médio}} \text{ [kg/m}^3\text{]}$	985,7
$u_{65 \text{ °C}} \text{ [kJ/kg]}$	272
$u_{44,05 \text{ °C}} \text{ [kJ/kg]}$	184,4

Resolvendo a equação (5.11),

$$\dot{Q}_{\text{aquecimento}} = \frac{0,5 \times 985,7 \times (272 - 184,4)}{27000} = 1,6 \text{ [kW]} \quad (5.13)$$

Sendo assim, a potência necessária para aquecer a água do reservatório, novamente, até aos 65 °C, num intervalo de tempo de 7 horas e 30 minutos, é de 1,6 kW.

Além de aquecer a água do reservatório é necessário aquecer a água que circula entre os dois permutadores (fluido de transporte) a uma pressão absoluta de 3 bar. Como não será projetado esse circuito, considera-se que as tubagens têm 25,4 mm de diâmetro e um comprimento total de 400 m, isto corresponde a volume de água nas tubagens de:

$$V_{\text{tubagens}} = \pi \times \frac{0,0254^2}{4} \times 400 = 0,203 \text{ [m}^3\text{]} \quad (5.14)$$

Com isto, a potência necessária para aquecer a água do circuito pode ser calculada usando a equação (5.13), apenas alterando o volume e a temperatura inicial e mantendo a mesma temperatura final da água e o mesmo intervalo de tempo. Neste caso, a temperatura inicial será 18 °C.

$$\dot{Q}_{\text{tubagens}} = \frac{V_{\text{tubagens}} \rho_{\text{água, tubagens}} (u_{65 \text{ °C}} - u_{18 \text{ °C}})}{\Delta t} \quad (5.15)$$

resolvendo a equação anterior,

$$\dot{Q}_{\text{tubagens}} = \frac{0,203 \times 989,7 \times (272 - 75,53)}{27000} = 1,5 \text{ [kW]} \quad (5.16)$$

Concluindo, a potência total necessária para aquecer a água do reservatório, no tempo preconizado, é de:

$$\dot{Q}_{\text{total}} = \dot{Q}_{\text{aquecimento}} + \dot{Q}_{\text{tubagens}} = 1,6 + 1,5 = 3,1 \text{ [kW]} \quad (5.17)$$

5.2 Estudo da serpentina do reservatório

Em primeiro lugar, para fazer um estudo do comportamento da serpentina é preciso determinar as propriedades geométricas da serpentina. Pela observação da terceira página do catálogo, presente no Anexo F, constata-se que o volume da

serpentina é de 17 L e tem uma área superficial de 2,2 m², ou seja,

$$\frac{V_{\text{serpentina}}}{A_{\text{superficial}}} = \frac{\pi \times D^2/4 \times L}{\pi \times D \times L} = \frac{0,017}{2,2} \leftrightarrow \frac{D}{4} = \frac{0,017}{2,2} \leftrightarrow D = 0,03091 \text{ [m]} \quad (5.18)$$

agora com o diâmetro do tubo da serpentina calcula-se o seu comprimento,

$$L = \frac{A_{\text{superficial}}}{\pi \times D} = \frac{2,2}{\pi \times 0,03091} = 22,66 \text{ [m]} \quad (5.19)$$

Sendo assim, as características da serpentina estão apresentadas na tabela 5.2. O raio de curvatura foi estimado, visto que não existia informação sobre este no catálogo.

Tabela 5.2: Características da serpentina do reservatório

Características da serpentina do reservatório	
Volume, V [L]	17
Área superficial, $A_{\text{superficial}}$ [m ²]	2,2
Diâmetro, D [mm]	30,91
Comprimento, L [m]	22,66
Área da secção, A [mm ²]	750,4
Raio de curvatura, R_c [mm]	310

Neste estudo, assumiu-se que a temperatura da água à entrada da serpentina é de 83 °C e que a água entra pelo topo da serpentina, logo, a eficiência deste permutador, ϵ , é dada pela expressão de permutadores de fluxos cruzados, ambos os fluidos misturados [19]:

$$\epsilon = \frac{1}{\frac{1}{1-\exp(-N)} + \frac{C}{1-\exp(-N \times C)} - \frac{1}{N}} \quad (5.20)$$

novamente,

$$N = \frac{UA}{\dot{C}_{\min}} \quad (5.21)$$

$$C = \frac{\dot{C}_{\min}}{\dot{C}_{\max}} \quad (5.22)$$

Contudo, nesta situação não existe caudal de água a circular dentro do reservatório, por isso, $\dot{C}_{\max}$ tende para infinito, uma vez que a temperatura do tanque foi

mantida constante calculando-se o desempenho da serpentina para cada temperatura do tanque como se verá mais à frente. $\dot{C}_{\min}$ é o produto entre caudal mássico de água dentro da serpentina e o calor específico da água. Então, o limite da equação (5.20) quando $\dot{C}_{\max}$ tende para infinito é:

$$\epsilon = 1 - \exp(-N) \quad (5.23)$$

Uma serpentina é um permutador específico, por isso, é importante conhecer o tipo de escoamento (laminar ou turbulento) e este depende do caudal de água que está a circular na serpentina. O tipo de escoamento é determinado com base num número de Reynolds crítico (Re_{crit}), ou seja, para número de Reynolds superiores ao número crítico o escoamento é turbulento. Esse parâmetro calcula-se da seguinte forma [20]:

$$Re_{\text{crit}} = 2100 \left[1 + 12 \left(\frac{2R_c}{D} \right)^{-0,5} \right] \quad (5.24)$$

Depois de se conhecer o valor crítico, pode-se calcular o número de Nusselt e, então, conhecer o coeficiente de convecção.

Para escoamentos laminares, a correlação usada para determinar o número de Nusselt é a seguinte [20]:

$$Nu = \left[\left(3,657 + \frac{4,343}{x_1} \right)^3 + 1,158 \left(\frac{De}{x_2} \right)^{3/2} \right]^{2/3} \quad (5.25)$$

onde,

$$De = Re \left(\frac{D}{2R_c} \right)^{1/2} \quad (5.26)$$

$$x_1 = \left(1 + \frac{957}{De^2 Pr} \right)^2 \quad (5.27)$$

$$x_2 = 1 + \frac{0,477}{Pr} \quad (5.28)$$

Para escoamentos turbulentos foram usadas duas correlações, a primeira é válida para $1,5 \times 10^3 < Re < 2 \times 10^4$ e a segunda é válida para $2 \times 10^4 < Re < 1,5 \times 10^5$

[20].

$$\frac{Nu_c}{Nu_s} = 1 + 3,4 \left(\frac{D}{2R_c} \right) \quad (5.29)$$

$$\frac{Nu_c}{Nu_s} = 1 + 3,6 \left(1 - \frac{D}{2R_c} \right) \left(\frac{D}{2R_c} \right)^{0,8} \quad (5.30)$$

onde, Nu_c é o número de Nusselt do escoamento na serpentina e Nu_s é o número de Nusselt para escoamento em tubos retos, este último será calculado usando as correlações disponibilizadas pelo EES.

Em qualquer escoamento é importante saber as perdas de carga a que este está sujeito, por isso, foi usada a correlação presente na equação (5.31) para determinar o fator de atrito.

$$f_c \left(\frac{2R_c}{D} \right)^{0,5} = 0,084 \left[Re \left(\frac{2R_c}{D} \right)^{-2} \right]^{-0,2} \quad (5.31)$$

para $Re \left(\frac{2R_c}{D} \right)^{-2} < 700$ e $7 < \frac{2R_c}{D} < 104$ [20].

Além das expressões para o cálculo da eficiência, número de Nusselt e fator de atrito, as restantes equações usadas neste estudo, e implementadas no programa EES, estão apresentadas nas figuras 5.7, 5.8, 5.9, 5.10 e 5.11.

```

Function nusseltc(Recrit; De; Pr; Re; D\C; Nusselttub)
  If (Re <= Recrit) Then

    
$$x_1 := \left[ 1 + \frac{957}{De^2 \cdot Pr} \right]^2$$


    
$$x_2 := 1 + \frac{0,477}{Pr}$$


    
$$nusselt_c := \left[ \left[ 3,657 + \frac{4,343}{x_1} \right]^3 + 1,158 \cdot \left[ \frac{De}{x_2} \right]^{(3/2)} \right]^{(1/3)}$$


  Else

    If (Re <= 2 · 104) Then

      
$$nusselt_c := (1 + 3,4 \cdot D\C) \cdot Nusselt_{tub}$$


    Else

      
$$nusselt_c := (1 + 3,6 \cdot (1 - D\C) \cdot D\C^{0,8}) \cdot Nusselt_{tub}$$


    Endif

  Endif

End nusseltc

```

Água no interior do depósito

P = 300 [kPa] Pressão no interior do depósito - Pressão da rede

T_{dep} = 65 [C]

ρ_{dep} = ρ (WATER ; T = T_{dep}; P = P)

V_{dep} = 0,5 [m³] Volume do depósito

m_{dep} = V_{dep} · ρ_{dep} Massa de água do depósito

Figura 5.7: Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, primeira parte.

Propriedades da serpentina do depósito

$$V_{\text{serp}} = 17 \cdot 10^{-3}$$

$$A_{\text{sup;serp}} = 2,2 \text{ [m}^2\text{]}$$

$$\frac{D}{4} = \frac{V_{\text{serp}}}{A_{\text{sup;serp}}}$$

$$A_{\text{sup;serp}} = 3,142 \cdot D \cdot L$$

$$A = 3,142 \cdot \frac{D^2}{4}$$

$$\text{Fluid\$} = \text{'WATER'}$$

$$T_{\text{ent}} = 83 \text{ [C]} \text{ Temperatura da água à entrada da serpentina}$$

$$\dot{m}_{\text{serp}} = 0,05$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\text{serp}} \cdot \text{Cp}(\text{WATER}; T = T_{\text{ent}}; P = P) \cdot (T_{\text{ent}} - T_{\text{saída}})$$

$$T_{\text{med;serp}} = \frac{T_{\text{ent}} + T_{\text{saída}}}{2}$$

$$C_{\text{serp}} = \dot{m}_{\text{serp}} \cdot \text{Cp}(\text{WATER}; T = T_{\text{ent}}; P = P)$$

$$R_o = 310 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{Rugosidade}_{\text{cobre}} = 0,0015 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{RelRough} = \frac{\text{Rugosidade}_{\text{cobre}}}{D}$$

Resistência térmicas

$$F_{\text{int}} = \text{FoulingFactor}(\text{'Closed-loop treated water'})$$

$$R_{\text{suj;int}} = \frac{F_{\text{int}}}{A_{\text{sup;serp}}}$$

$$F_{\text{ext}} = \text{FoulingFactor}(\text{'City or well water'})$$

Figura 5.8: Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, segunda parte.

$$R_{\text{suji;ext}} = \frac{F_{\text{ext}}}{A_{\text{sup;serp}}}$$

$$h = h_{\text{ext}}$$

$$R_{\text{ext}} = \frac{1}{u_{\text{hext}} \cdot h_{\text{ext}} \cdot A_{\text{sup;serp}}}$$

$$R_{\text{int}} = \frac{1}{u_{\text{hint}} \cdot h_{\text{int}} \cdot A_{\text{sup;serp}}}$$

$$R_{\text{total}} = R_{\text{int}} + R_{\text{suji;int}} + R_{\text{suji;ext}} + R_{\text{ext}}$$

$$UA_{\text{total}} = \frac{1}{R_{\text{total}}}$$

Call **fc_{horizontal;cylinder}**(Fluid\$; T_{parede}; T_{dep}; P; D; h; Nusselt_{ext}; Ra_{ext})

$$R = R_{\text{int}} + R_{\text{suji;int}} + R_{\text{suji;ext}}$$

$$UA_{\text{int}} = \frac{1}{R}$$

$$\dot{Q} \cdot \left| 1000 \cdot \frac{W}{kW} \right| = UA_{\text{int}} \cdot (T_{\text{med;serp}} - T_{\text{parede}}) \text{ Calcular temperatura da parede exterior da serpentina}$$

Eficiência do permutador

$$C_{\text{min}} = C_{\text{serp}} \text{ Considerando que o } C_{\text{depósito}} \text{ é infinito}$$

$$C = 0$$

$$NTU = \frac{UA_{\text{total}}}{C_{\text{min}} \cdot \left| 1000 \cdot \frac{W/K}{kW/K} \right|}$$

$$\varepsilon = \frac{1}{1 - \exp(-NTU)}$$

$$\dot{Q}_{\text{max}} = C_{\text{min}} \cdot (T_{\text{ent}} - T_{\text{dep}})$$

$$\dot{Q} = \varepsilon \cdot \dot{Q}_{\text{max}}$$

Figura 5.9: Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, terceira parte.

$$\begin{aligned}
 \rho_{med,serp} &= \rho(\text{WATER}; T = T_{med,serp}; P = P) \\
 \mu &= \text{Visc}(\text{WATER}; T = T_{med,serp}; P = P) \\
 Pr &= Pr(\text{WATER}; T = T_{med,serp}; P = P) \\
 k &= k(\text{WATER}; T = T_{med,serp}; P = P) \\
 \dot{V}_{serp} &= \frac{\dot{m}_{serp}}{\rho_{med,serp}} \\
 v &= \frac{\dot{V}_{serp}}{A} \quad \text{Velocidade do escoamento} \\
 DiC &= \frac{D}{R_c \cdot 2} \\
 Re &= \frac{\rho_{med,serp} \cdot v \cdot D}{\mu} \quad \text{Número de Reynolds do escoamento} \\
 De &= Re \cdot DiC^{(1/2)} \\
 Re_{crit} &= 2100 \cdot \left[1 + 12 \cdot \left[\frac{R_c \cdot 2}{D} \right]^{0.5} \right] \quad \text{Reynolds crítico para escoamento em serpentinas} \\
 LoverD &= \frac{L}{D} \\
 \text{Call } \text{pipeflow}_{nd} & (Re; Pr; LoverD; RelRough; Nusselt_T; Nusselt_H; f_s)
 \end{aligned}$$

Figura 5.10: Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, quarta parte.

$$\begin{aligned}
 &\text{Cálculo do coeficiente de convecção} \\
 Nusselt_{tub} &= Nusselt_T \\
 Nusselt_{serp} &= \text{nusselt}_c(Re_{crit}; De; Pr; Re; DiC; Nusselt_{tub}) \\
 Nusselt_{serp} &= h_{int} \cdot \frac{D}{k} \\
 &\text{Cálculo da perda de carga na serpentina} \\
 x &= Re \cdot \left[\frac{R_c \cdot 2}{D} \right]^2 \\
 f_c \cdot DiC^{0.5} &= 0,084 \cdot x^{-0.2} \\
 \Delta P &= f_c \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{\rho_{med,serp} \cdot v^2}{2} \\
 \Delta P_{serp} &= \Delta P \cdot \left| 0,001 \cdot \frac{kPa}{Pa} \right| \\
 &\text{Incerteza nos coeficiente de convecção} \\
 u_{hext} &= 1 \\
 u_{hint} &= 1
 \end{aligned}$$

Figura 5.11: Janela das equações formatadas do EES - estudo do comportamento da serpentina, última parte.

Usando as equações anteriores e variando o caudal mássico de água dentro serpentina construíram-se alguns gráficos de potência trocada versus caudal de água na serpentina, para temperaturas da água dentro do reservatório de 40, 45, 55 e 65 °C.

O gráfico da figura 5.12 mostra a variação da potência debitada pela serpentina e função do caudal mássico de água dentro da mesma, para diferentes temperaturas da água no reservatório. Como era esperado, quanto maior a temperatura da água no reservatório menor a potência transferida, mas mesmo para o caso mais exigente, isto é, temperatura do reservatório igual a 65 °C, a serpentina transfere mais do que a potência necessária para aquecer a água do tanque, no tempo previsto.

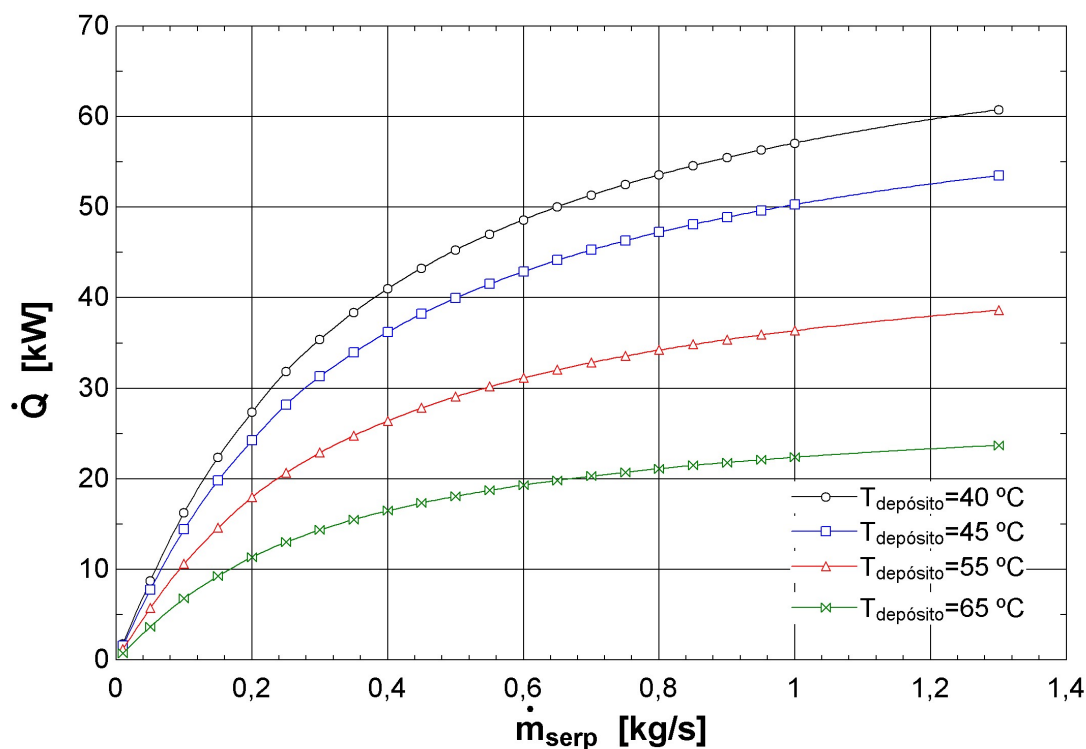


Figura 5.12: Potência transferida da serpentina para o reservatório em função do caudal de água na serpentina.

Na figura 5.13, mostra-se o efeito das incertezas relativas de 25 % nos coeficientes de convecção na potência que a serpentina transfere para o tanque, com água a 65 °C. Como se pode ver pela figura, o erro é baixo para caudais pequenos e a potência debitada é sempre superior à potência necessária.

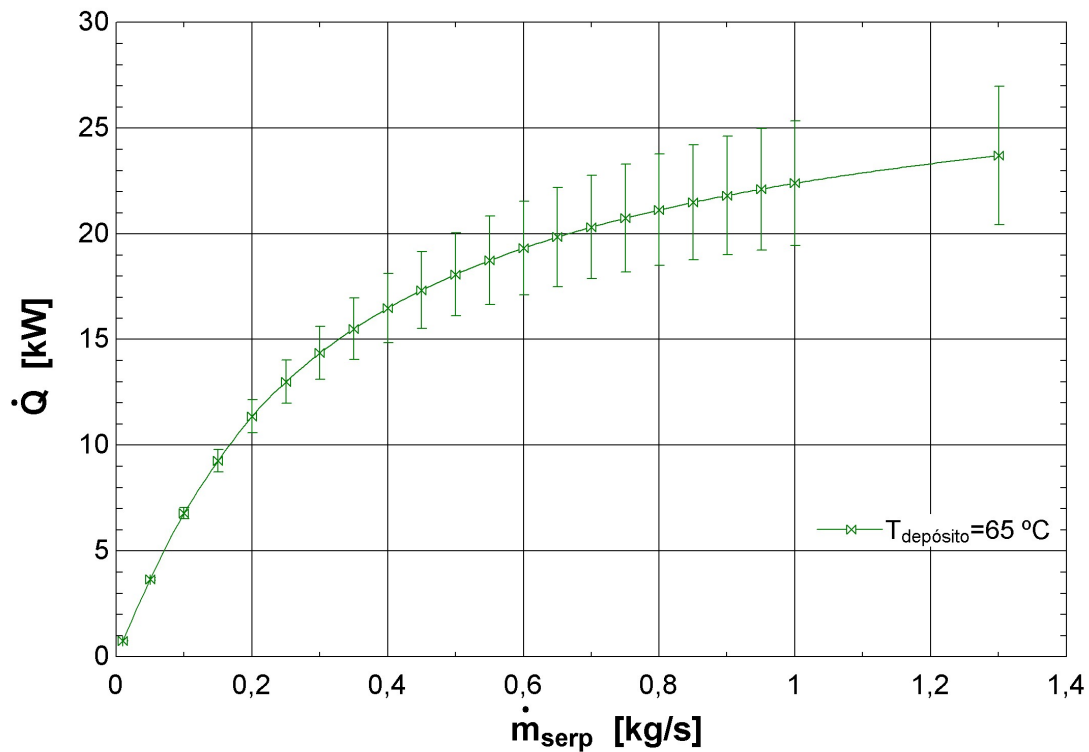


Figura 5.13: Incerteza na potência transferida da serpentina para o reservatório em função do caudal de água na serpentina.

Além da potência transferida, estudou-se qual seria a temperatura da água à saída da serpentina em função do caudal para diferentes temperaturas da água no reservatório.

Como era de esperar, essa temperatura aumenta com o aumento do caudal, visto que apesar do aumento da potência com o caudal, quanto maior o caudal menor será a diferença de temperatura entre a entrada e a saída, uma vez que a água permanece menos tempo dentro da serpentina. Ainda, a temperatura de saída aumenta com o aumento da temperatura do reservatório, porque a diferença de temperatura entre a água na serpentina e a água no tanque é menor, logo, a potência transferida será menor como se vê pela figura 5.12.

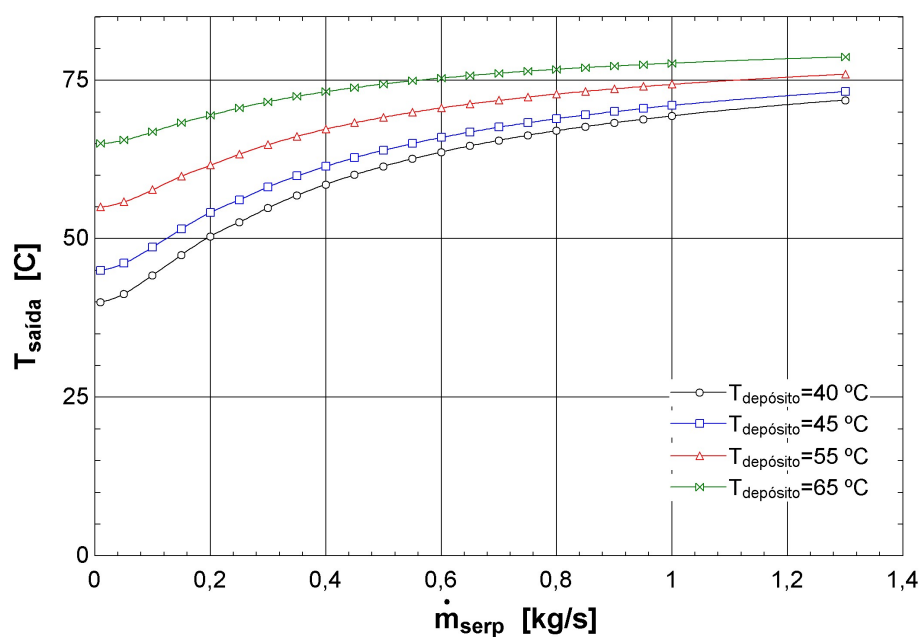


Figura 5.14: Temperatura de saída da água da serpentina em função do caudal de água na serpentina.

Na figura 5.15, está representado um gráfico da potência libertada pela serpentina em função temperatura da água que entra na serpentina, para duas temperaturas da água no depósito e um caudal de 1,3 kg/s.

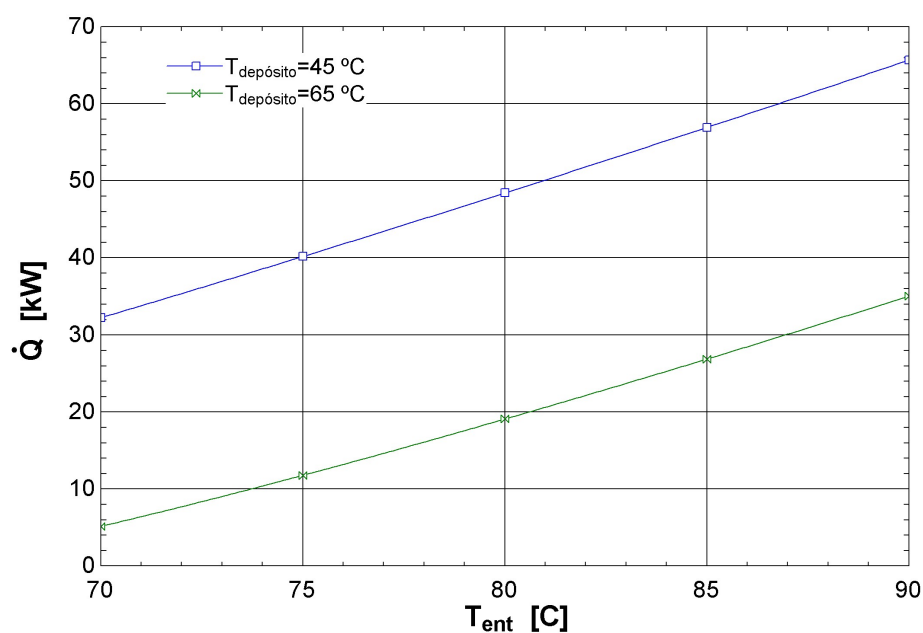


Figura 5.15: Potência da serpentina em função da temperatura de entrada da água na serpentina.

Pela observação da figura 5.15, conclui-se que a potência transferida é maior para temperaturas da água do depósito menores, como se tinha visto também na figura 5.12, e quanto maior a temperatura da água à entrada da serpentina maior será a potência transferida.

Por fim, na figura 5.16, esta representado um gráfico da variação da perda de carga do escoamento na serpentina em função do caudal de água que nela circula.

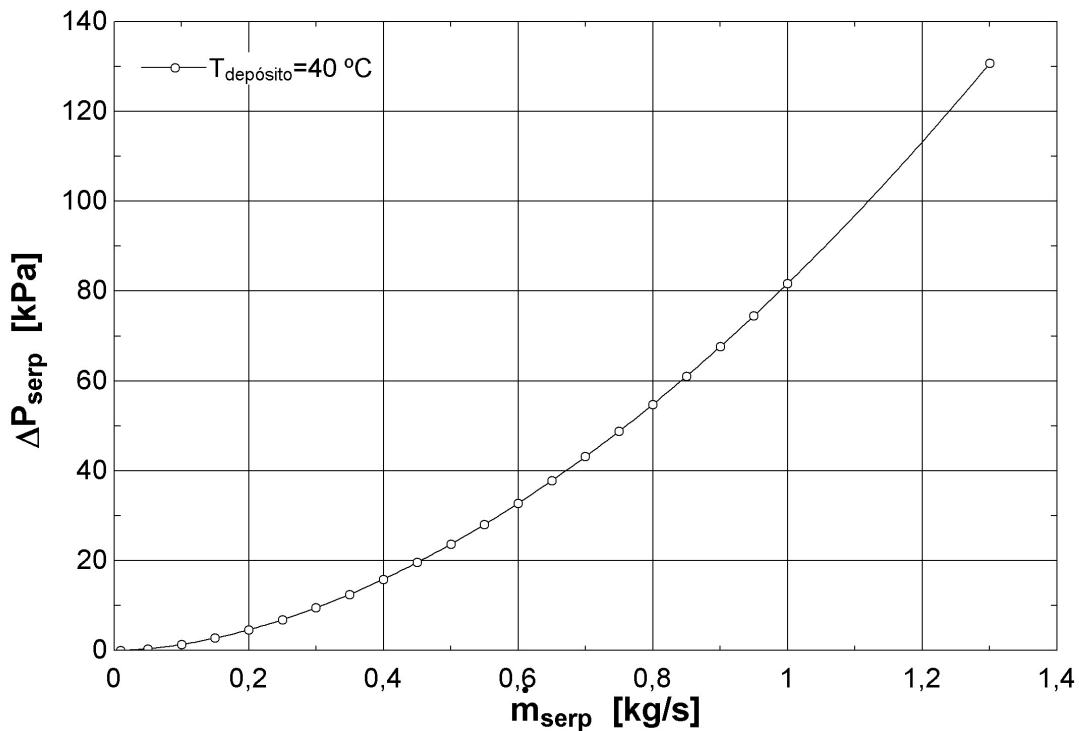


Figura 5.16: Perda de carga no escoamento na serpentina em função do caudal de água na serpentina.

Como se previa, mantendo o mesmo diâmetro, comprimento e material de constituição da serpentina, o aumento do caudal leva ao aumento da velocidade e, conseqüentemente, o aumenta da perda de carga.

O próximo passo seria dimensionar um permutador gás-água para transferir o calor dos gases de exaustão para a água num circuito fechado. O permutador terá de ser capaz de funcionar para um caudal baixo, por exemplo 0,05 kg/s. Como se pode ver pela figura 5.12, este caudal permite uma troca de potência de 3,7 kW, no caso mais restritivo, que corresponde a uma temperatura do tanque de 65 °C, e ainda quanto menor o caudal menor serão as perdas de carga (figura 5.16), o que se traduz em menores custo de bombagem com a bomba circuladora.

Dada a reduzida potência de aquecimento necessária, um permutador gases-água já existente no mercado, do tipo dos usados nos esquentadores atmosféricos a gás, é

suficiente, já que mesmo para os esquentadores de menores capacidades as potências térmicas trocadas nestes conjuntos fornalha-permutadores andarão pelas 6 a 7 kW. Por exemplo, poderia ser escolhido qualquer esquentador de 5 L/min do catálogo da Vulcano [21], visto que estes esquentadores, teoricamente, elevam em 25 °C a temperatura deste caudal .

Para ter uma ideia do consumo energético anual dispensado para o aquecimento da água dos banhos, considerando a potência de 1,6 kW a funcionar 7 horas por dia duas vezes ao dia, tem-se então:

$$E = 1,6 \times 365 \times 7 \times 2 = 8176 \text{ [kWh]} \quad (5.32)$$

Assumindo que o aquecimento atual é elétrico e para um preço de 0,15 €/kWh, o custo anual é, aproximadamente, de:

$$custo = 8176 \times 0,15 = 1226 \text{ [€]} \quad (5.33)$$

Por isso, conclui-se que a implementação de um sistema para aquecimento da água que é usada para banhos reduzirá o consumo energético e gastos económicos da empresa.

Capítulo 6

Conclusões e sugestões para trabalhos futuros

6.1 Conclusões

Neste trabalho, começou-se pelo estudo dos tratamentos superficiais que ocorrem no forno e quais os elementos e quantidades que são injetadas durante esse processo. Ao realizar este estudo, verificou-se que existe uma incerteza considerável na medição dos caudais dos fluidos que são injetados no forno e chegou-se à conclusão que é importante intervir no sistema de medição de caudais de forma a reduzir a incerteza nas medições. Esta intervenção poderia passar pela alteração dos rotâmetros que estão a ser usados atualmente, para uns de menor escala, ou pela alteração dos flutuadores dos rotâmetros atuais, tentando que todos os medidores fossem utilizados na metade superior da escala. Depois da calibração do sistema de medição, é possível ajustar as renovações por hora do forno para o limite inferior aconselhado pelo fabricante, de forma a reduzir o consumo de gases para valores próximos do mínimo.

De seguida, realizou-se uma análise da variação da composição de equilíbrio da atmosfera com a variação dos caudais injetados e comparou-se os resultados obtidos com os valores lidos pela empresa. Apenas para o caso da carbonitruração se detetou uma diferença considerável entre os valores obtidos e os valores lidos, chegando-se à conclusão que essa diferença poderia estar relacionada com a variação do caudal de amónia, que foi considerado constante nos cálculos realizados.

Terminadas as análises aos processos que ocorrem nos fornos, iniciou-se o dimensionamento de um permutador para vaporizar o metanol injetado no forno com a energia disponível nos gases de exaustão, que tem como objetivo acabar com o consumo elétrico que é usado para aquecer o metanol. Constatou-se que a energia era suficiente para aquecer o metanol até aos 200 °C e que não irá ocorrer ebulição em filme, durante a mudança de fase do metanol. Para atingir o objetivo preten-

dido, o permutador de tubos concêntricos e escoamentos paralelos teria de ter um comprimento de 1,35 m, para os diâmetros escolhidos. Para concluir o estudo do permutador, analisou a perda de carga à qual os escoamentos estariam sujeitos no permutador e verificou-se que é inferior às perdas do caso atual.

Constatou-se também que só há vantagem em aquecer o metanol à temperatura máxima que for possível pois isso traduzir-se-á num maior ganho ambiental e económico. Num aquecimento até 200 °C o ganho monetário é de, aproximadamente, 3000 € por ano.

Para terminar, foi dimensionado um reservatório para armazenar e aquecer as águas sanitárias dos banhos dos funcionários da empresa. Tendo em conta as necessidades da empresa, escolheu-se um reservatório disponível no mercado e estudou-se o comportamento térmico e hidrodinâmico da serpentina do mesmo para certas condições. Conhecendo a potência necessária para aquecer a água do reservatório dentro do tempo estipulado, percebeu-se que é possível utilizar o permutador de um esquentador atmosférico a gás do mercado, também denominado de câmara de combustão e vendido normalmente como peça de reposição, para captar a energia térmica residual da tocha que queima os gases de exaustão dos fornos.

Concluindo, a implementação dos sistemas de recuperação de energia térmica e a intervenção nos sistemas de medição dos fluidos injetados nos fornos irá reduzir o consumo energético e de matérias-primas e, consequentemente, reduzir os custos monetários da empresa.

6.2 Trabalhos futuros

Como trabalho futuro, sugere-se o projeto completo do sistema de recuperação de energia térmica residual da tocha dos fornos e escolha de novos rotâmetros para os fornos.

No caso do projeto do sistema de recuperação de calor da tocha é preciso fazer escolha estudada de um permutador do mercado e dimensionar o circuito de aquecimento de águas quentes sanitárias e respetivos elementos. Este circuito irá conter água ou outro fluido de transporte que vai trocar calor com tocha e, mais tarde, transferir esse calor para a água no reservatório, aumentando a sua temperatura. Além deste elementos, é necessário conceber e projetar um mecanismo que impedisse a troca de calor entre a queima na tocha e o permutador quando não fosse necessário aquecer mais a água do reservatório, visto que a queima dos gases está a ocorrer continuamente e não pode ser interrompida.

Bibliografia

- [1] B. Edenhofer, D. Joritz, M. Rink e K. Voges, *Thermochemical Surface Engineering of Steels*, E. J. Mittemeijer e M. A. Somers, eds. Woodhead Publishing, 2015, cap. 13 - Carburizing of steels, pp. 485–553, ISBN: 9780857095923. URL: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780857095923500136>, (visitado em 03/02/2021).
- [2] C. A. Stickels, *Metals HandBook VOL 4 - Heat Treating*. ASM International, 1991, cap. Surface Hardening of Steels, ISBN: 0-87170-379-3.
- [3] Peterson, *Tratamentos Termoquímicos - Cementação*, 2013. URL: <http://mecnica-blog.blogspot.com/2013/09/tratamentos-termoquimicos-cementacao.html>, (visitado em 03/02/2021).
- [4] P. Dearnley, *Introduction to Surface Engineering*. Cambridge University Press, 2017, cap. 3 - Surface Engineering with Diffusion Technologies, pp. 35–115. DOI: 10.1017/9781139031509.004.
- [5] *Formação técnica - Cementação*, Ramada Aços, Aveiro, Portugal.
- [6] S. S. Inc, *Zircónia Sensor Theory*, 7205 EDINGTON DRIVE, CINCINNATI OH 45249, mai. de 2009. URL: <https://www.supersystems.com/wp-content/uploads/T4401-1-R1-May2009.pdf>, (visitado em 08/02/2021).
- [7] F. Weinberg, *Proceedings of the Royal Society*, vol. 241A, pp. 132–140, 1975.
- [8] P. Soares, *Aços*, 6ª edição. Porto, Portugal: Publindústria, 2009.
- [9] D. W. Spitzer, *Flow Measurement: Practical Guides for Measurement and Control*, 2ª edição. EUA: ISA: The Instrumentation, Systems, e Automation Society, abr. de 2001, ISBN: 1556177364.
- [10] Reid, Prausnitz e Sherwood, *The properties of gases and liquids*. Nova Iorque, EUA: McGraw-Hill, 1977, p. 688.
- [11] L. Tubinox Filpres - Aços Inoxidáveis, *Catálogo*, Rua Silva Aroso Lote 9, Apartado 5051 Freixieiro, 4456-901 Perafita ,Portugal, 2015. URL: <http://www.tubinox.pt/pdfs/PDF-Geral.pdf>, (visitado em 03/07/2021).

- [12] F. P. Incropera, D. P. DeWitt, T. L. Bergman e A. S. Lavine, *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, 6ª edição. Nova Jersey, EUA: John Wiley & Sons, Inc., 2007, cap. 11- Heat Exchangers, p. 689, ISBN: 0-471-45728-0.
- [13] R. K. Shah e D. P. Sekulić, *Handbook of HEAT TRANSFER*, 3ª edição. Chicago, EUA: McGraw-Hill, 1998, cap. 17 - Heat Exchangers, pp. 17.147–17.149, ISBN: 0-07-053555-8.
- [14] L. Engineers Edge, *Water Boiling Graph Curve at 1 Atmosphere*, 2021. URL: https://www.engineersedge.com/heat_transfer/water_boiling_graph_curve_13825.htm, (visitado em 06/07/2021).
- [15] G. F. Hewitt, *Handbook of HEAT TRANSFER*, 3ª edição. Chicago, EUA: McGraw-Hill, 1998, cap. 15 - Boiling, pp. 15.119–15.122, ISBN: 0-07-053555-8.
- [16] M. Shah, «Chart correlation for saturated boiling heat transfer: Equations and further study,» em *ASHRAE Transactions*, vol. 88, EUA, jan. de 1982.
- [17] F. M. White, *Fluid Mechanics*, 4ª edição. Nova Iorque, EUA: McGraw-Hill, dez. de 1998.
- [18] Vulcano, *Catálogo - Depósitos*, Português, Lisboa, Portugal, 2019, 36 pp. URL: https://www.vulcano.pt/ocsmedia/optimized/full/o417415v272_catalogo_depositos.pdf, (visitado em 08/06/2021).
- [19] W. M. Rohsenow, J. P. Hartnett e E. N. Ganic, *Handbook of heat transfer applications*, 2ª edição. Nova Iorque, EUA: McGraw-Hill, jan. de 1985.
- [20] M. A. Ebdian e Z. F. Dong, *Handbook of HEAT TRANSFER*, 3ª edição. Chicago, EUA: McGraw-Hill, 1998, cap. 5 - Forced Convection, Internal Flow in Ducts, pp. 5.84–5.90, ISBN: 0-07-053555-8.
- [21] Vulcano, *Esquentadores*, Português, Lisboa, Portugal, mai. de 2020, 34 pp. URL: https://www.vulcano.pt/pt/media/country_pool/documents/catalogos-2021/catalogo_esquentadores_2021.pdf, (visitado em 28/07/2021).
- [22] M. Conein, *Consolidated Product Know How*, Inglês, KHRONE, 2016, 16 pp. URL: https://www.fagerberg.dk/cgi-files/mdmgfx/11385-krohne-_variable_area_flowmeter_-_overview.pdf, (visitado em 12/03/2021).
- [23] *Glass tube flowmeters Series 2000*, Inglês, Tecfluid S.A., Barcelona, Espanha, 8 pp. URL: https://tecfluid.com/wp-content/uploads/2018/07/Series_2000_Glass_tube_Variable_area_flowmeter_rev2_Technical_catalogue.pdf, (visitado em 12/03/2021).
- [24] J. P. Holman, *Heat transfer*, 10ª edição. Nova Iorque, EUA: McGraw-Hill, jan. de 2009, ISBN: 0073529362.

Anexos

Anexo A

Incertezas na medição dos caudais e a sua influência na composição das atmosferas

Neste anexo serão apresentadas as diversas características dos rotâmetros, fornecidas pelos fabricantes, e dos manômetros que foram utilizados para determinar os caudais molares dos vários fluidos no capítulo 2. Ainda, estão expostos os cálculos realizados para a determinação da incerteza combinada dos vários caudais.

A.1 Incerteza inerente à medição do caudal de metanol

Começando pelos instrumentos de medição e medições retiradas para o metanol.

Na tabela A.1 estão presentes algumas características do rotâmetro usado para a medição do caudal de metanol.

Tabela A.1: Características do rotâmetro GT 1355 SERIES SHO-RATE usado para a medição do caudal de metanol

Rotâmetro metanol	
Repetibilidade	0,5 % do fim de escala
Incerteza	5 % do fim de escala
Valor de fim de escala [L/h]	13,3

Com esta informação é possível determinar a incerteza sistemática, $B_{\dot{V}}$, aleatória, $P_{\dot{V}}$, e combinada, $U_{\dot{V}}$.

$$B_{\dot{V}_{\text{água}}} = 13,3 \times 0,05 = \pm 0,67 \text{ [L/h]} \quad (\text{A.1})$$

$$P_{\dot{V}_{\text{água}}} = 13,3 \times 0,005 = \pm 0,07 \text{ [L/h]} \quad (\text{A.2})$$

$$U_{\dot{V}_{\text{água}}} = \sqrt{B_{\dot{V}_{\text{água}}}^2 + P_{\dot{V}_{\text{água}}}^2} = \sqrt{0,67^2 + 0,07^2} = \pm 0,67 \text{ [L/h]} \quad (\text{A.3})$$

Para além das incertezas do rotâmetro é necessário determinar as incertezas na medição da pressão e da temperatura. Como não foi efetuada a medição da temperatura considerou-se que esta era de 20 °C (293,15 K) e considerou-se uma incerteza combinada de ± 3 °C para todos os cálculos das incertezas combinadas relativas. No caso da medição da pressão, o manómetro utilizado apresenta as características presentes na tabela A.2.

Tabela A.2: Características do manómetro usado para a medição da pressão do caudal de metanol

Manómetro metanol	
Classe	1,6
Incerteza	1,6 % do fim de escala
Menor divisão da escala [bar]	0,2
Valor de fim de escala [bar]	4

Ou seja, as incertezas relativamente à medição da pressão serão:

$$B_{P_{\text{metanol}}} = 4 \times 0,016 = \pm 0,06 \text{ [bar]} \quad (\text{A.4})$$

$$P_{P_{\text{metanol}}} = \frac{0,2}{2} = \pm 0,1 \text{ [bar]} \quad (\text{A.5})$$

$$U_{P_{\text{metanol}}} = \sqrt{B_{P_{\text{metanol}}}^2 + P_{P_{\text{metanol}}}^2} = \sqrt{0,06^2 + 0,1^2} = \pm 0,12 \text{ [bar]} \quad (\text{A.6})$$

As equações usadas para o cálculo do caudal volúmico real, o caudal mássico e

o caudal molar de metanol foram:

$$\frac{\dot{V}_{\text{água}}}{\dot{V}_{\text{metanol calc.}}} = \sqrt{\frac{(d_{\text{flutuador}} - 1)d_{\text{metanol}}}{(d_{\text{flutuador}} - d_{\text{metanol}})}} \quad (\text{A.7})$$

$$\dot{m}_{\text{metanol}} = \frac{\dot{V}_{\text{metanol calc.}} [\text{L/h}] \rho_{\text{metanol}} [\text{kg/m}^3]}{1000} \quad (\text{A.8})$$

$$\dot{n}_{\text{metanol}} = \frac{\dot{m}_{\text{metanol}}}{M_{\text{metanol}}} \quad (\text{A.9})$$

Sabendo todas as incertezas combinadas de cada medição e as equações usadas para o cálculo dos caudais recorreu-se ao EES para se realizar os cálculos e conhecer qual é a incerteza nos valores finais. Na figura A.1 está representada a janela de cálculo do EES, com as equações usadas e os resultados obtidos para o caudal correspondente a 30 % da escala do rotâmetro.

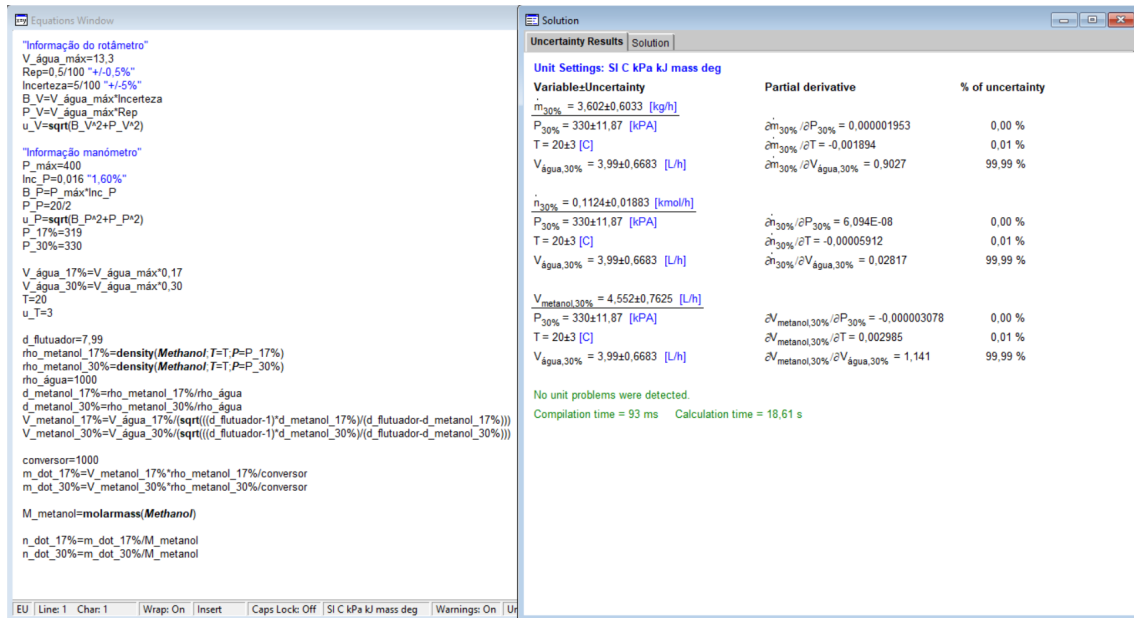


Figura A.1: Janela do EES com as equações e resultados obtidos.

O metanol é injetado durante a cementação e no caso sem carga, portanto na tabelas A.3, A.4 e A.5 apresenta-se os valores dos caudais e as incertezas para ambos os casos.

Tabela A.3: Valor das incertezas do caudal volúmico de metanol para os casos sem carga no forno e durante a cementação

	Rotâmetro [%]	Manómetro [bar]	$\dot{V}_{\text{água}}$ [L/h]	$\dot{V}_{\text{metanol}}$ [L/h]	Incerteza abs. [L/h]	Incerteza rel. [%]
Sem carga	17	2,39	2,26	2,58	$\pm 0,763$	$\pm 29,55$
Com carga	30	2,19	3,99	4,552	$\pm 0,763$	$\pm 16,76$

Tabela A.4: Valor das incertezas do caudal mássico de metanol para os casos sem carga no forno e durante a cementação

	$\dot{V}_{\text{metanol}}$ [L/h]	ρ_{metanol} [kg/m ³]	$\dot{m}_{\text{metanol}}$ [kg/h]	Incerteza abs. [kg/h]	Incerteza rel. [%]
Sem carga	2,58	791,2	2,041	$\pm 0,603$	$\pm 29,55$
Com carga	4,55	791,2	3,602	$\pm 0,603$	$\pm 16,76$

Tabela A.5: Valor das incertezas do caudal molar de metanol para os casos sem carga no forno e durante a cementação

	$\dot{m}_{\text{metanol}}$ [kg/h]	M_{metanol} [kg/kmol]	$\dot{n}_{\text{metanol}}$ [mol/h]	Incerteza abs. [mol/h]	Incerteza rel. [%]
Sem carga	2,041	32,04	63,72	$\pm 18,83$	$\pm 29,55$
Com carga	3,602	32,04	112,45	$\pm 18,83$	$\pm 16,75$

Observando os resultados obtidos, concluiu-se que a incerteza nas medições do caudal de metanol é bastante elevado. Uma maneira de reduzir essa incerteza é alterar o flutuador que está a ser utilizado atualmente.

O fabricante do rotâmetro de metanol apresenta dois flutuadores, de vidro e safira, que permitem obter caudais máximos inferiores e, portanto, reduzir o erro na medição. Para o mesmo tubo usando um flutuador de vidro ou de safira os caudais máximos de água são 5,2 L/h ou 8 L/h, respetivamente. Esse caudais expressos em caudal de metanol são:

$$\frac{\dot{V}_{\text{água máx}}}{\dot{V}_{\text{metanol máx}}} = \sqrt{\frac{(d_{\text{safira}} - 1)d_{\text{metanol}}}{(d_{\text{safira}} - d_{\text{metanol}})}} \leftrightarrow \frac{8}{\dot{V}_{\text{metanol máx}}} = \sqrt{\frac{(3,98 - 1) \times 0,7912}{3,98 - 0,7912}} \leftrightarrow \dot{V}_{\text{metanol máx}} = 9,3 \text{ [L/h]}$$

(A.10)

$$\frac{\dot{V}_{\text{água máx}}}{\dot{V}_{\text{metanol máx}}} = \sqrt{\frac{(d_{\text{vidro}} - 1)d_{\text{metanol}}}{(d_{\text{vidro}} - d_{\text{metanol}})}} \leftrightarrow \frac{5,2}{\dot{V}_{\text{metanol máx}}} = \sqrt{\frac{(2,21 - 1) \times 0,7912}{2,21 - 0,7912}} \leftrightarrow$$

$$\dot{V}_{\text{metanol máx}} = 6,33 \text{ [L/h]} \quad (\text{A.11})$$

A incerteza para este rotâmetro é de $\pm 5 \%$ do fim de escala, ou seja, $\pm 0,465$ para o flutuador de safira e $\pm 0,316$ para o flutuador de vidro. O caudal máximo de metanol que é utilizado é de $4,55 \text{ [L/h]}$, logo, qualquer uma destas opções assegurava esse caudal, sendo o flutuador de vidro a melhor opção, pois a incerteza na medição é menor.

A.2 Incerteza inerente à medição do caudal de azoto

Passando agora para a incerteza na medição do caudal de azoto. O rotâmetro usado neste caso apresenta características diferentes do anterior e a incerteza sistemática é constante para valores superiores ao valor que corresponde a 50% da escala, por outro lado a incerteza aumenta em direção aos caudais mais baixos, como se pode verificar na figura A.2. Na tabela A.6 estão presentes as expressões para a determinação do valor do erro e a designação de cada variável.

Tabela A.6: Variáveis usadas para a determinação do erro relativo [22]

$F_{\%} = G$ para $q_{\%} \geq 50\%$	G - Erro máximo permitido
$F_{\%} = \frac{G \times 50\%}{q_{\%}}$ para $q_{\%} < 50\%$	q_G - Limite limiar = 50%
	$q_{\%}$ - Valor do caudal em percentagem
	$F_{\%}$ - Erro relativo do valor medido

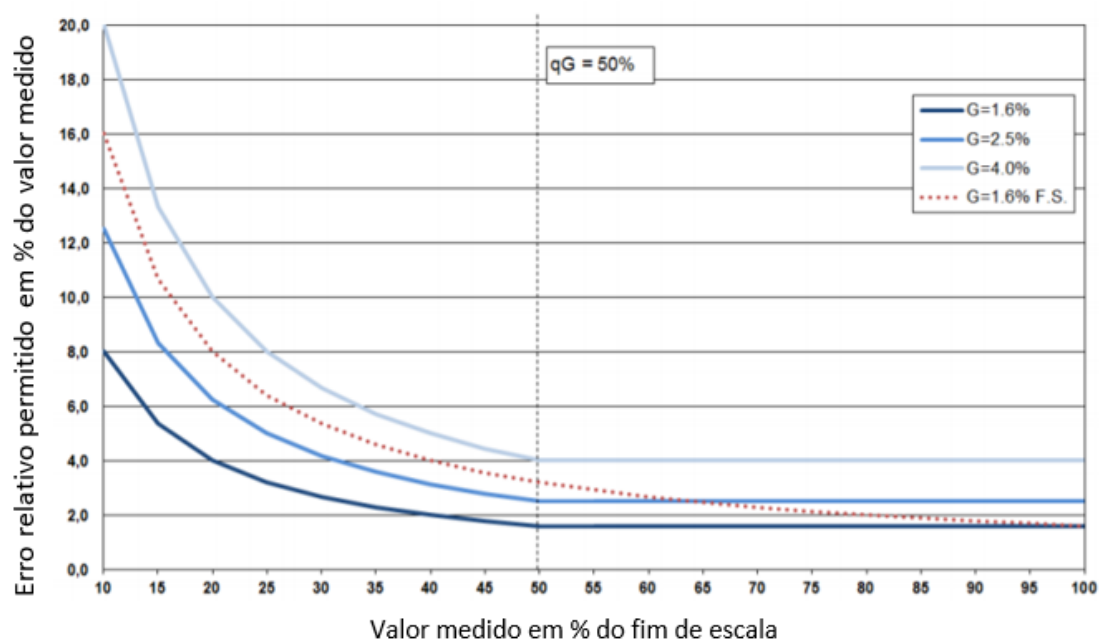


Figura A.2: Variação do erro em função do valor de caudal medido [22].

Segundo a Tecfluid [23], a incerteza dos modelos da série 2340 correspondem à linha inferior do gráfico presente na figura anterior, ou seja, $G = 1,6 \%$. Na tabela A.7 observam-se as restantes características do rotâmetro e o valor do erro e das restantes variáveis para o caudal medido.

Tabela A.7: Características do rotâmetro TecFluid modelo 2340 e valores das variáveis usadas para o cálculo da incerteza na medição

Rotâmetro azoto	
Valor de fim de escala [m^3/h]	15
Valor medido do caudal [m^3/h]	1,25
Menor divisão da escala [m^3/h]	0,5
Incerteza (G) [%]	1,6
$q\%$ [%]	8,33
$F\%$ [%]	9,60

Com os valores da tabela A.7 existe informação suficiente para se calcular as incertezas sistemáticas, aleatórias e combinadas.

$$B_{\dot{V}_{\text{azoto}}} = \text{Valor medido} \times F\% = 1,25 \times 0,096 = \pm 0,12 \text{ } [m^3/h] \quad (\text{A.12})$$

$$P_{\dot{V}_{\text{azoto}}} = \frac{0,5}{2} = \pm 0,25 \text{ [m}^3/\text{h]} \quad (\text{A.13})$$

$$U_{\dot{V}_{\text{azoto}}} = \sqrt{B_{\dot{V}_{\text{azoto}}}^2 + P_{\dot{V}_{\text{azoto}}}^2} = \sqrt{0,12^2 + 0,25^2} = \pm 0,28 \text{ [m}^3/\text{h]} \quad (\text{A.14})$$

Relativamente ao manómetro as informações estão na tabela A.8.

Tabela A.8: Características do manómetro usado para a medição da pressão do caudal de azoto

Manómetro azoto	
Classe	1,6
Incerteza	1,6 % do fim de escala
Menor divisão da escala [bar]	0,5
Valor de fim de escala [bar]	10
Valor lido [bar]	6,6

Sendo assim, as incertezas na medição da pressão são os seguintes:

$$B_{P_{\text{azoto}}} = 10 \times 0,016 = \pm 0,16 \text{ [bar]} \quad (\text{A.15})$$

$$P_{P_{\text{azoto}}} = \frac{0,5}{2} = \pm 0,25 \text{ [bar]} \quad (\text{A.16})$$

$$U_{P_{\text{azoto}}} = \sqrt{B_{P_{\text{azoto}}}^2 + P_{P_{\text{azoto}}}^2} = \sqrt{0,16^2 + 0,25^2} = \pm 0,3 \text{ [bar]} \quad (\text{A.17})$$

As equações usadas para o cálculo do caudal volúmico, mássico e molar de azoto foram:

$$\frac{\dot{V}_{\text{azoto}}}{\dot{V}_{\text{azoto calc.}}} = \sqrt{\frac{P_{\text{azoto calc.}} R_{\text{azoto}} T_{\text{calibração}}}{P_{\text{calibração}} R_{\text{azoto calc.}} T_{\text{azoto calc.}}}} \quad (\text{A.18})$$

$$\dot{m}_{\text{azoto}} = \dot{V}_{\text{azoto calc.}} \rho_{\text{azoto}} \quad (\text{A.19})$$

$$\dot{n}_{\text{azoto}} = \frac{\dot{m}_{\text{azoto}}}{M_{\text{azoto}}} \quad (\text{A.20})$$

Sabendo todas as incertezas combinadas de cada medição e as equações usadas para o cálculo dos caudais recorreu-se, novamente, ao EES para se realizar os cálculos e conhecer qual é a incerteza nos valores finais. Os resultados estão apresentados na tabela A.9.

Tabela A.9: Valores dos caudais de azoto e suas incertezas

		Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]
$\dot{V}_{\text{azoto}}$ [m ³ /h]	1,25	±0,277	±22,18
$\dot{V}_{\text{azoto calc.}}$ [m ³ /h]	0,6408	±0,1427	±22,27
ρ_{azoto} [kg/m ³]	8,746	±0,356	±4,07
$\dot{m}_{\text{azoto}}$ [kg/h]	5,605	±1,25	±22,30
M_{azoto} [kg/kmol]	28,01	-	-
$\dot{n}_{\text{azoto}}$ [mol/h]	200,08	±44,61	±22,30

Observando a tabela anterior, vemos que a incerteza na medição afeta consideravelmente o valor dos caudais. Neste caso, seria interessante considerar o uso de outro rotâmetro de menor escala ou de outro flutuador mais leve, pois o caudal de azoto que é injetado normalmente é bastante baixo e para este rotâmetro o valor do erro relativo é maior para valores de escala menores, logo, este rotâmetro é mais preciso para caudais na metade superior da escala.

A.3 Incerteza inerente à medição do caudal de amónia

Em último lugar, resta analisar o caso da amónia. Começa-se, novamente, por apresentar informações do rotâmetro na tabela A.10.

Tabela A.10: Características do rotâmetro usado para a medição do caudal de amónia

Rotâmetro amónia	
Repetibilidade	0,5 % do fim de escala
Incerteza	3 % do fim de escala
Valor de fim de escala [L/h]	2500
Valor lido [L/h]	480

Com esta informação calculam-se a diversas incertezas na medição do caudal.

$$B_{\dot{V}_{\text{amónia}}} = 2500 \times 0,03 = \pm 75 \text{ [L/h]} \quad (\text{A.21})$$

$$P_{\dot{V}_{\text{amónia}}} = 2500 \times 0,005 = \pm 12,5 \text{ [L/h]} \quad (\text{A.22})$$

$$U_{\dot{V}_{\text{amónia}}} = \sqrt{B_{\dot{V}_{\text{amónia}}}^2 + P_{\dot{V}_{\text{amónia}}}^2} = \sqrt{75^2 + 12,5^2} = \pm 76,03 \text{ [L/h]} \quad (\text{A.23})$$

Em relação ao manómetro usado para medição da pressão do caudal de amónia as informações estão apresentadas na tabela A.11.

Tabela A.11: Características do manómetro usado para a medição da pressão do caudal de amónia

Manómetro amónia	
Classe	1,6
Incerteza	1,6 % do fim de escala
Menor divisão da escala [bar]	0,1
Valor de fim de escala [bar]	2,5
Valor lido [bar]	2,25

Então, os cálculos das incertezas na medição da pressão estão apresentados nas três equações seguintes.

$$B_{P_{\text{amónia}}} = 10 \times 0,016 = \pm 0,16 \text{ [bar]} \quad (\text{A.24})$$

$$P_{P_{\text{amónia}}} = \frac{0,5}{2} = \pm 0,05 \text{ [bar]} \quad (\text{A.25})$$

$$U_{P_{\text{amónia}}} = \sqrt{B_{P_{\text{amónia}}}^2 + P_{P_{\text{amónia}}}^2} = \sqrt{0,04^2 + 0,05^2} = \pm 0,06 \text{ [bar]} \quad (\text{A.26})$$

De forma análoga ao caso anterior, as equações usadas foram:

$$\frac{\dot{V}_{\text{amónia}}}{\dot{V}_{\text{amónia calc.}}} = \sqrt{\frac{P_{\text{amónia calc.}} R_{\text{amónia}} T_{\text{calibração}}}{P_{\text{calibração}} R_{\text{amónia calc.}} T_{\text{amónia calc.}}}} \quad (\text{A.27})$$

$$\dot{m}_{\text{amónia}} = \dot{V}_{\text{amónia calc.}} \rho_{\text{amónia}} \quad (\text{A.28})$$

$$\dot{n}_{\text{amónia}} = \frac{\dot{m}_{\text{amónia}}}{M_{\text{amónia}}} \quad (\text{A.29})$$

Para finalizar, conhecendo todas as incertezas combinadas de cada medição e as equações usadas para o cálculo dos caudais usou-se o EES para realizar os cálculos e conhecer qual é a incerteza nos valores finais. Os resultados estão apresentados na tabela A.12.

Tabela A.12: Valores dos caudais de amónia e suas incertezas

		Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]
$\dot{V}_{\text{amónia}}$ [L/h]	480	$\pm 76,03$	$\pm 15,84$
$\dot{V}_{\text{amónia calc.}}$ [L/h]	262,72	$\pm 41,70$	$\pm 15,87$
$\rho_{\text{amónia}}$ [kg/m ³]	2,359	$\pm 0,0559$	$\pm 2,37$
$\dot{m}_{\text{amónia}}$ [kg/h]	0,6197	$\pm 0,0986$	$\pm 15,91$
$M_{\text{amónia}}$ [kg/kmol]	17,03	-	-
$\dot{n}_{\text{amónia}}$ [mol/h]	36,39	$\pm 5,79$	$\pm 15,91$

Em relação às incertezas nos caudais, comparando com os casos anteriores, este caso apresenta incertezas menores, mas mesmo assim significativas. Portanto, de forma a diminuir os erros nas medições do caudal de amónia, podia ser considerado um novo rotâmetro de menor escala ou a alteração do flutuador, mantendo o mesmo rotâmetro, de forma a este fica na metade superior da escala.

A.4 Incerteza inerente à composição da atmosfera

Agora que se sabe quais são as incertezas para todos os caudais, é possível ver qual é a influência dessa incerteza nas frações molares dos elementos que tem maior peso na atmosfera do forno. Usando o EES para efetuar os cálculos, os valores da frações molares as suas incertezas para a atmosfera do forno sem carga, durante a cementação e durante a carbonitruração estão apresentados nas tabelas A.13, A.14 e A.15, respetivamente. Nas tabelas também se apresenta a contribuição para a incerteza (CPI) dos caudais que entram no cálculo.

Tabela A.13: Influência da incerteza no cálculo do caudal na frações molares dos elementos mais abundantes na atmosfera do forno sem carga

	Fração molar, x	Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]	CPI do $\dot{n}_{\text{CH}_3\text{OH}}$ [%]	CPI do $\dot{n}_{\text{N}_2}$ [%]
CO	0,1611	$\pm 0,0304$	18,88	63,82	36,18
H ₂	0,3219	$\pm 0,0607$	18,86	63,82	36,18
N ₂	0,5133	$\pm 0,0925$	18,03	63,81	36,19
CH ₄	0,00187	$\pm 0,00070$	37,65	63,42	36,58

Tabela A.14: Influência da incerteza no cálculo do caudal na frações molares dos elementos mais abundantes na atmosfera de cementação

	Fração molar, x	Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]	CPI $\dot{n}_{\text{CH}_3\text{OH}}$ [%]	CPI do $\dot{n}_{\text{N}_2}$ [%]
CO	0,2077	$\pm 0,0215$	10,34	36,45	72,48
H ₂	0,4052	$\pm 0,0429$	10,59	30,13	63,55
N ₂	0,3709	$\pm 0,0649$	17,49	39,45	60,55
CH ₄	0,01565	$\pm 0,00196$	12,49	35,66	64,34

Tabela A.15: Influência da incerteza no cálculo do caudal na frações molares dos elementos mais abundantes na atmosfera de carbonitruração

	Fração molar, x	Incerteza abs.	Incerteza rel. [%]	CPI $\dot{V}_{\text{CH}_3\text{OH}}$ [%]	CPI $\dot{V}_{\text{N}_2}$ [%]	CPI $\dot{V}_{\text{NH}_3}$ [%]
CO	0,2015	$\pm 0,0236$	11,69	49,96	46,83	3,21
H ₂	0,3903	$\pm 0,0365$	9,35	22,74	73,12	4,14
N ₂	0,3925	$\pm 0,0590$	15,03	31,52	68,24	0,25
CH ₄	0,01514	$\pm 0,00171$	11,31	39,74	57,57	2,69

Anexo B

Influência das incertezas da pressão e temperatura na composição da atmosfera

Nesta secção será apresentada a influência da incerteza no valor da pressão e da temperatura sobre alguns dos constituintes da atmosfera existente no interior do forno. Isto será feito para os três casos distintos: fora dos tratamentos superficiais, para a cementação e para a carbonitruração.

Nos três casos será considerada uma incerteza de ± 10 kPa para a pressão e ± 20 °C para a temperatura. Para realizar os cálculos recorreu-se à funcionalidade disponibilizada pelo EES chamada de “Uncertainty Propagation”. Os resultados obtidos serão apresentados nas tabelas B.1, B.2, B.3 com os valores da fração molar dos componentes selecionados, a incerteza associada e qual das variáveis, pressão ou temperatura, teve maior peso no valor final da incerteza.

Tabela B.1: Influência da incerteza da temperatura e pressão na fração molar dos elementos mais abundantes da atmosfera sem carga

	Fração molar x	Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]	CPI P [%]	CPI T [%]
CO	0,1611	$\pm 0,0004$	0,25	17,82	82,18
H ₂	0,3219	$\pm 0,0008$	0,26	20,50	79,50
N ₂	0,5133	$\pm 0,0004$	0,08	19,60	80,40
CH ₄	0,00187	$\pm 0,00041$	21,8	19,60	80,40

Tabela B.2: Influência da incerteza da temperatura e pressão na fração molar dos elementos mais abundantes da atmosfera durante a cementação

	Fração molar x	Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]	CPI P [%]	CPI T [%]
CO	0,2077	$\pm 0,0002$	0,11	18,39	81,61
H ₂	0,4052	$\pm 0,0005$	0,11	19,94	80,06
N ₂	0,3709	$\pm 0,0002$	0,05	19,94	80,06
CH ₄	0,01565	$\pm 0,00025$	1,62	19,44	80,56

Tabela B.3: Influência da incerteza da temperatura e pressão na fração molar dos elementos mais abundantes da atmosfera durante a carbonitruração

	Fração molar x	Incerteza absoluta	Incerteza relativa [%]	CPI P [%]	CPI T [%]
CO	0,2015	$\pm 0,0002$	0,10	18,40	81,60
H ₂	0,3903	$\pm 0,0004$	0,11	19,92	80,08
N ₂	0,3925	$\pm 0,0002$	0,04	19,43	80,57
CH ₄	0,01514	$\pm 0,00023$	1,51	19,43	80,57

Como se pode verificar apesar de se considerar uma incerteza relativamente grande para os valores de pressão e temperatura, as incertezas no cálculo da fração molar é bastante baixa.

Com este estudo é possível afirmar que uma incerteza na medição dos caudais e pressões dos mesmos irá ter um maior impacto nos resultados das frações molares do que uma incerteza na medição da temperatura e pressão no interior do forno.

Anexo C

Temperatura da mistura de gases depois da queima

Conhecer a temperatura dos gases nas condutas de exaustão é bastante importante, pois só assim se sabe se é possível recuperar alguma energia, sob a forma de calor, destes gases dentro da conduta.

Medir diretamente a temperatura dos gases e o seu caudal é complicado, porque é necessário equipamento específico, que não estava disponível na altura, por isso, foi medida a temperatura da parede exterior da conduta e com esse valor, através de alguns cálculos é possível obter uma estimativa da temperatura dos gases e do caudal.

Sabe-se que a transferência de calor da mistura de gases para a parede exterior é igual à transferência de calor da parede exterior para a atmosfera, desprezando a resistência de condução da conduta, tem-se a seguinte equação:

$$h_{\text{mistura}}(T_{\text{mistura}} - T_{\text{parede}}) = q_{\text{radiação}} + h_{\text{exterior}}(T_{\text{parede}} - T_{\text{exterior}}) \quad (\text{C.1})$$

onde, h_{mistura} é o coeficiente de convecção da mistura de gases, h_{exterior} é o coeficiente de convecção do ar exterior, T_{mistura} representa a temperatura da mistura no interior da conduta, T_{parede} a temperatura da parede exterior da conduta e T_{exterior} a temperatura do ar exterior, por fim, $q_{\text{radiação}}$ é a potência por unidade de área transferida da parede para o exterior através de radiação, ou seja, é um fluxo térmico e é dada por:

$$q_{\text{radiação}} = \epsilon_{\text{parede}} \sigma_s (T_{\text{parede}}^4 - T_{\text{exterior}}^4) \quad (\text{C.2})$$

sendo, ϵ_{parede} a emissividade da parede e σ_s a constante de Stefan–Boltzmann.

Depois da queima dos gases de exaustão, os produtos da queima vão misturar-se

com ar exterior e entrar na conduta de exaustão. Então é possível escrever a seguinte equação:

$$\dot{m}_{\text{ar}} h_{\text{ar}} + \dot{m}_{\text{produtos}} h_{\text{produtos}} = \dot{m}_{\text{mistura}} h_{\text{mist}} \quad (\text{C.3})$$

na qual, $\dot{m}_{\text{ar}}$, $\dot{m}_{\text{produtos}}$ e $\dot{m}_{\text{mistura}}$ são, respetivamente, o caudal mássico de ar, o caudal mássico dos produtos da combustão e o caudal mássico da mistura dos produtos da combustão com o ar e h_{ar} , h_{produtos} e h_{mist} são, respetivamente, a entalpia do ar à temperatura do ar exterior, a entalpia dos produtos à temperatura dos produtos, imediatamente após a queima, e a entalpia da mistura dos produtos de combustão com o ar à temperatura da mistura.

A temperatura exterior e a temperatura da parede são conhecidas pelas medições efetuadas e são, respetivamente, 23 °C e 32 °C.

As propriedades dos produtos para diversas temperaturas, considerando uma queima com excesso de ar de 10 %, são conhecidas e apresentadas na tabela C.1.

Tabela C.1: Propriedades dos produtos de combustão com 10% de excesso de ar

Propriedades dos produtos de combustão, $\dot{m}=43,58$ [kg/h] ; $M=30,76$ [kg/kmol]						
T [K]	$\bar{c}_p$ [kJ/(kmol.K)]	$\bar{h}$ [kJ/kmol.]	k [W/(m.K)]	μ [Pa.s]	Pr	ρ [kg/m ³]
300	30,52	-66594	0,02456	0,00001841	0,7436	1,25
400	31,69	-63485	0,03247	0,00002339	0,7419	0,9372
500	32,86	-60257	0,04039	0,00002793	0,7387	0,7497
600	33,93	-56916	0,04825	0,00003213	0,7345	0,6248
700	34,87	-53476	0,05599	0,00003607	0,7305	0,5355
800	35,73	-49945	0,06357	0,0000398	0,7271	0,4686
900	36,49	-46333	0,07098	0,00004334	0,7245	0,4165
1000	37,19	-42649	0,07821	0,00004673	0,7224	0,3749
1100	37,82	-38897	0,08527	0,00004998	0,7208	0,3408
1200	38,4	-35086	0,09217	0,00005312	0,7196	0,3124
1300	38,94	-31218	0,09893	0,00005616	0,7185	0,2884
1400	39,43	-27300	0,1056	0,0000591	0,7175	0,2678
1500	39,88	-23335	0,1121	0,00006197	0,7165	0,2499
1600	40,3	-19326	0,1186	0,00006477	0,7152	0,2343
1700	40,68	-15277	0,1251	0,0000675	0,7138	0,2205
1800	41,04	-11190	0,1315	0,00007019	0,7121	0,2083
1900	41,38	-7069	0,138	0,00007283	0,71	0,1973
2000	41,69	-2916	0,1445	0,00007543	0,7076	0,1874

Arbitrando um caudal de ar é possível conhecer as propriedades da mistura para várias temperaturas e através da equação (C.3) retira-se a entalpia da mistura, logo, é possível conhecer-se a temperatura da mistura para o caudal de ar arbitrado.

Conhecendo-se a temperatura da mistura, resolvendo a equação (C.1), retira-se o valor da temperatura da parede e compara-se com o valor medido. Fazendo este procedimento para vários caudais de ar fica-se a conhecer qual o caudal de ar e qual a temperatura da mistura que correspondem à temperatura da parede obtida por medição.

As temperaturas obtidas para vários caudais de ar estão presentes na tabela C.2.

Tabela C.2: Temperatura da mistura de gases e da parede exterior da conduta para vários caudais de ar

$\dot{V}_{\text{ar}}$ [m ³ /h]	T_{mistura} [°C]	T_{parede} [°C]
0	1844	332,1
500	177,5	92,92
1000	103,5	71,26
1500	77,44	60,26
2000	64,11	53,44
2500	56,03	48,75
3000	50,6	45,33
3500	46,7	42,72
4000	43,77	40,65
4500	41,48	38,98
5000	39,65	37,6
5500	38,15	36,43
6000	36,89	35,44
6500	35,83	34,59
7000	34,92	33,84
7500	34,13	33,19
8000	33,44	32,61
8500	32,83	32,09

Observando a tabela C.2 conclui-se que para a parede exterior da conduta estar a 32 °C a mistura tem de estar a uma temperatura bastante baixa, por isso, a energia disponível, sob a forma de calor, é muito baixa. Mesmo que temperatura da parede tenha um erro de ± 5 °C, o que não é de excluir por causa da resistência de contacto parede-sensor, como se constata através da tabela C.2 a situação não melhora de forma significativa.

Todos os cálculos foram efetuados usando o EES, sendo assim, as equações inseridas no programa são apresentadas nas figuras C.1, C.2, C.3 e C.4.

```

Parâmetros conhecidos
P_ext = 101,325 [kPa]
T_ext = 296,15 [K]
D = 350 · 10-3
A = 3,142 ·  $\frac{D^2}{4}$ 
L = 1 [m]

Composição dos produtos da queima com 10% de excesso de ar
20,78 CO+40,52 H2+1,57 CH4+37,11 N2+(44,19+e) (O2+79/21 N2)=22,35 CO2+43,68 H2O+(37,11+79*(44,19+e)/21) N2+ e O2
e = 4,419 10% de excesso de ar
x_CO2 = 0,07696
x_H2O = 0,1504
x_O2 = 0,01522
x_N2 = 0,7574

Propriedades dos produtos de combustão
T_prod = Interpolate (Propriedades dos gases depois 'e'; T_prod'; 'e' = e) - 0,1 · Interpolate (Propriedades dos gases depois 'e'; T_prod'; 'e' = e) 10% abaixo da temperatura adiabática de chama
m_dot_prod = Interpolate (Prop excesso 10% função T; T; 'm_dot_prod'; T = T_prod)
M_prod = Interpolate (Prop excesso 10% função T; T; MW; T = T_prod)
h_prod =  $\frac{\text{Interpolate (Prop excesso 10\% função T; T; 'h'; T = T\_prod)}}{M\_prod}$ 
V_dot_prod = Interpolate (Prop excesso 10% função T; T; 'V_dot_prod'; T = T_prod)
n_dot_prod =  $\frac{\dot{m}_{prod}}{M_{prod}}$ 

```

Figura C.1: Janela das equações formatadas do EES para o cálculo da temperatura da mistura, primeira parte.

```

n_CO2 = x_CO2 · n_dot_prod
n_H2O = x_H2O · n_dot_prod
n_O2 = x_O2 · n_dot_prod
n_N2 = x_N2 · n_dot_prod

Ar - O2 + 79/21 N2
AR$ = 'O2+N2'
s1 = 0,21
s2 = 0,79
Call Idealgasmixtureprops (AR$; T_ext; P_ext; s1..2; M_ar; h_ar; s_ar; u_ar; k_ar; cp_ar; Pr_ar)
rho_ar = rho (AIR; T = T_ext; P = P_ext)
V_dot_ar = 1000 [m³/h]
m_dot_ar = rho_ar · V_dot_ar
n_dot_ar =  $\frac{\dot{m}_{ar}}{M_{ar}}$ 
x_O2;ar =  $\frac{1}{1 + \frac{79}{21}}$ 
x_N2;ar = 1 - x_O2;ar
n_O2;ar = x_O2;ar · n_dot_ar
n_N2;ar = x_N2;ar · n_dot_ar

Mistura de ar e dos produtos - propriedades
n_total = n_CO2 + n_H2O + n_O2 + n_N2 + n_O2;ar + n_N2;ar
F$ = 'CO2+H2O+O2+N2'

```

Figura C.2: Janela das equações formatadas do EES para o cálculo da temperatura da mistura, segunda parte.

```

FS = 'CO2+H2O+O2+N2'

f1 =  $\frac{n_{CO2}}{n_{total}}$ 

f2 =  $\frac{n_{H2O}}{n_{total}}$ 

f3 =  $\frac{n_{O2} + n_{O2,ar}}{n_{total}}$ 

f4 =  $\frac{n_{N2} + n_{N2,ar}}{n_{total}}$ 

Call Idealgasmixtureprops (FS; Tmist; Pext; f1..4; Mmist; hm; smist;  $\mu_{mist}$ ; kmist; cpmist; Prmist)

Rmist =  $\frac{8,314 \text{ [kJ/kmol-K]}}{M_{mist}}$ 

Vmist =  $\dot{V}_{mist} \cdot \left| \frac{0,000277778 \cdot \frac{m^3/s}{m^3/h}}{A} \right|$ 

 $\dot{m}_{mist} = \dot{m}_{prod} + \dot{m}_{ar}$ 

 $\dot{V}_{mist} = \frac{R_{mist} \cdot \dot{m}_{mist} \cdot T_{mist}}{P_{ext}}$ 

 $\rho_{mist} = \frac{\dot{m}_{mist}}{V_{mist}}$ 

 $\frac{\dot{m}_{ar} \cdot h_{ar} + \dot{m}_{prod} \cdot h_{prod}}{\dot{m}_{mist}} = h_m$ 

Cálculo do coeficiente de transferência de calor da mistura

Remist =  $\frac{\rho_{mist} \cdot V_{mist} \cdot D}{\mu_{mist}}$ 

LoverD =  $\frac{L}{D}$ 

```

Figura C.3: Janela das equações formatadas do EES para o cálculo da temperatura da mistura, terceira parte.

```

RelRough =  $\frac{0,09 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \text{ [m]}}{D}$ 

Call pipeflownd (Remist; Prmist; LoverD; RelRough; NusseltT; NusseltH; f)

NusseltT =  $\frac{h_{mist} \cdot D}{k_{mist}}$ 

Cálculo do coeficiente de transferência de calor exterior

Call fcvertical;cylinder('AIR'; Tparede; Text; Pext; L; D; hext; Nusseltext; Raext)

 $\epsilon_{parede} = 0,8$ 

 $q_{rad} = \epsilon_{parede} \cdot 5,670E-08 \text{ [W/m}^2\text{-K}^4] \cdot (T_{parede}^4 - T_{ext}^4)$ 

 $(T_{mist} - T_{parede}) \cdot h_{mist} = q_{rad} + h_{ext} \cdot (T_{parede} - T_{ext})$ 

Tparede;C = ConvertTemp (K; C; Tparede)

Tmist;C = ConvertTemp (K; C; Tmist)

```

Figura C.4: Janela das equações formatadas do EES para o cálculo da temperatura da mistura, última parte.

Anexo D

Dimensionamento do permutador de tubos concêntricos

Aqui serão apresentadas as janelas de cálculo do EES e respectivas soluções dos vários cálculos efetuados para o dimensionamento do permutador de tubos concêntricos, que tem a função de aumentar a temperatura do metanol do 20 para os 200 °C. Deste modo, não será preciso aquecer o metanol usando resistências elétricas reduzindo o consumo elétrico da instalação.

O objetivo do permutador é aquecer o metanol fazendo-o passar da estado líquido para o estado gasoso, por isso, o dimensionamento do permutador está dividido em três partes: aquecimento do metanol no estado líquido, durante a mudança de fase e no estado gasoso. Sendo assim, nas secções seguintes serão apresentados os cálculos para cada uma dessas etapas.

Os coeficientes de convecção podem estar sujeitos a um erro e os caudais mássicos possuem uma incerteza já conhecida, portanto, na última secção deste anexo, é feito um estudo de qual é a influência desse erro no valor de cada secção do permutador e no seu comprimento total.

D.1 Metanol na fase líquida

As equações usadas para determinar os coeficientes de convecção e o comprimento necessário para aquecer o metanol desde dos 20 °C até à sua temperatura de saturação são apresentadas nas figuras D.1, D.2, D.3, D.4, D.5 e D.6. A solução dos cálculos e o valor de cada variável estão apresentadas na figura D.7.

Funções para descobrir qual o C máximo e mínimo para cada caso

```

Procedure compare (Cmet; Cgases; Cmax; Cmin)
  If (Cmet > Cgases) Then
    Cmax := Cmet
    Cmin := Cgases
  Else
    Cmax := Cgases
    Cmin := Cmet
  Endif
End compare

```

Começo dos cálculos

T_{inicial,met} = 20 [C] temperatura de entrada do metanol no tubo

T_{inicial,gases} = 900 [C] temperatura de entrada dos gases de exaustão na conduta

$\dot{m} = \frac{3,6}{3600}$ caudal de metanol injetado durante um tratamento

T_{sat} = T_{sat} (METHANOL; P = P)

T_{med,met} = $\frac{T_{inicial,met} + T_{sat}}{2}$

P = 321 [kPa] Pressão do metanol

P_{gases} = 101,325 [kPa]

$\dot{Q} = (h \text{ (METHANOL; } x = 0; P = P) - h \text{ (METHANOL; } T = 20 \text{ [C]; } P = P)) \cdot \dot{m}$ Potência necessária para aquecer o metanol de 20 C até T de saturação

Tubo concêntrico - Metanol no interior e gás no exterior

D_{ext} = 15 · 10⁻³ diâmetro exterior tubo metanol

Figura D.1: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, primeira parte.

D_{int} = 13 · 10⁻³ diâmetro interior tubo metanol

A_{sup,int} = 3,142 · D_{int} · L Área superficial interior tubo metanol

A_{sup,ext} = 3,142 · D_{ext} · L Área superficial exterior tubo metanol

A_{int} = 3,142 · $\frac{D_{int}^2}{4}$ Área da interior tubo metanol

A_{ext} = 3,142 · $\frac{D_{ext}^2}{4}$

D_{tub} = 0,038 [m] Diâmetro interior da conduta que leva os gases da atmosfera do forno para o exterior

valores a pressão constante dos gases e do metanol

$\dot{m}_{gases} = \frac{9,325}{3600}$ caudal mássico dos gases de exaustão

M_{gases} = Interpolate ('Propriedades da atm do forno' T; 'MW'; T = T_{inicial,gases}) massa molar dos gases de exaustão

c_{p,gases} = $\frac{\text{Interpolate ('Propriedades da atm do forno' T; 'cp'; T = T_{inicial,gases})}}{M_{gases}}$ cp base mássica dos gases de exaustão

C_{gases} = $\dot{m}_{gases} \cdot c_{p,gases}$

c_{p,metanol} = Cp (METHANOL; T = T_{med,met}; P = P)

C_{met} = $\dot{m} \cdot c_{p,metanol}$

Call compare (C_{met}; C_{gases}; C_{max}; C_{min})

R_u = $\frac{8,314 \text{ [kJ/kmol·K]}}{M_{gases}}$

T_{filme,K} = ConvertTemp (C; K; T_{filme})

$\dot{V}_{gases} = \frac{\dot{m}_{gases} \cdot R_u \cdot T_{filme,K}}{P_{gases}}$

P_{gases} = $\frac{\dot{m}_{gases}}{\dot{V}_{gases}}$

Figura D.2: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, segunda parte.

Cálculo do caudal volúmico, massa volúmica, velocidade da mistura na tubagem e da temperatura do filme

$$\dot{Q} = C_{\text{gases}} \cdot (T_{\text{inicial,gases}} - T_{\text{final,gases}})$$

$$L_{\text{filme}} = L$$

$$R_{\text{filme}} = \frac{1}{h_{\text{gases}} \cdot u_{h,\text{gases}} \cdot 3,142 \cdot D_{\text{ext}} \cdot L_{\text{filme}}}$$

$$UA_{\text{filme}} = \frac{1}{R_{\text{filme}}}$$

$$\dot{Q} \cdot \left| 1000 \cdot \frac{W}{\text{kW}} \right| = \left[\frac{T_{\text{inicial,gases}} + T_{\text{final,gases}}}{2} - T_{\text{parede}} \right] \cdot UA_{\text{filme}} \quad \text{Cálculo da temperatura da parede do tubo interior}$$

$$T_{\text{filme}} = \frac{\frac{T_{\text{inicial,gases}} + T_{\text{final,gases}}}{2} + T_{\text{parede}}}{2} \quad \text{Cálculo da temperatura do filme}$$

$$u_{\text{inf}} = \frac{\dot{V}_{\text{gases}}}{3,142 \cdot \frac{D_{\text{tub}}^2}{4} - A_{\text{ext}}} \quad \text{Velocidade dos gases de exaustão - Área da secção da conduta menos área da secção do tubo interno}$$

Calculo do coeficiente de convecção do gás de exaustão e perdas de carga

$$\mu_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{Propriedades da atm do forno } T; \mu; T = T_{\text{filme}} \right) \quad \text{viscosidade dos gases de exaustão}$$

$$Pr_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{Propriedades da atm do forno } T; Pr; T = T_{\text{filme}} \right) \quad \text{número de Pr dos gases de exaustão}$$

$$Re_{\text{ext}} = \frac{\rho_{\text{gases}} \cdot u_{\text{inf}} \cdot D_{\text{tub}}}{\mu_{\text{gases}}}$$

$$D_h = D_{\text{tub}} - D_{\text{ext}}$$

$$LoverD = \frac{L}{D_h}$$

$$r^* = \frac{D_{\text{ext}}}{D_{\text{tub}}}$$

$$\text{Rugosidade}_{\text{apo}} = 0,015 \cdot 10^{-3}$$

Figura D.3: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, terceira parte.

$$\text{Rugosidade}_{\text{apo}} = 0,015 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{relRough}_{\text{apo,e}} = \frac{\text{Rugosidade}_{\text{apo}}}{D_{\text{tub}}}$$

$$\text{Call annularflow}_{\text{nd}} (Re_{\text{ext}}; Pr_{\text{gases}}; LoverD; r^*; \text{relRough}_{\text{apo,e}}; \text{Nusselt}_{T,\text{ext}}; \text{Nusselt}_{h,\text{ext}}; f_{\text{ext}})$$

$$k_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{Propriedades da atm do forno } T; k; T = T_{\text{filme}} \right) \quad \text{condutividade térmica dos gases de exaustão}$$

$$\text{Nusselt}_{T,\text{ext}} = \frac{h_{\text{gases}} \cdot u_{h,\text{gases}} \cdot D_h}{k_{\text{gases}}}$$

$$\Delta P_{\text{gases}} = u_f \cdot f_{\text{ext}} \cdot \frac{L}{D_h} \cdot \frac{\rho_{\text{gases}} \cdot u_{\text{inf}}^2}{2}$$

Resistência térmicas do interior da conduta com metanol para o exterior onde circula o gás de exaustão

$$h_{\text{metanol}} = h_T$$

$$k_{\text{apo}} = k \left(\text{Stainless}_{\text{AISI310}}; T = T_{\text{parede}} \right)$$

$$R_{\text{metanol}} = \frac{1}{h_{\text{metanol}} \cdot u_{h,\text{met}} \cdot A_{\text{sup,int}}}$$

$$R_{\text{apo}} = \frac{\ln \left[\frac{D_{\text{ext}}}{D_{\text{int}}} \right]}{2 \cdot 3,142 \cdot k_{\text{apo}} \cdot L}$$

$$R_{\text{gases}} = \frac{1}{h_{\text{gases}} \cdot u_{h,\text{gases}} \cdot A_{\text{sup,ext}}}$$

$$R_{\text{suj,met}} = \frac{0,00035 \text{ [m}^2 \cdot \text{K/W]}}{A_{\text{sup,int}}}$$

$$R_{\text{suj,gases}} = \frac{0,00175 \text{ [m}^2 \cdot \text{K/W]}}{A_{\text{sup,ext}}}$$

$$R_{\text{total}} = R_{\text{metanol}} + R_{\text{suj,met}} + R_{\text{apo}} + R_{\text{suj,gases}} + R_{\text{gases}}$$

$$UA_{\text{total}} = \frac{1}{R_{\text{total}}}$$

Figura D.4: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, quarta parte.

Eficiência permutador

$$C = \frac{C_{\min}}{C_{\max}}$$

$$N = \frac{UA_{\text{total}}}{C_{\min} \cdot \left| 1000 \cdot \frac{W/K}{kW/K} \right|}$$

$$\epsilon = \frac{1 - \exp(-N \cdot (1 + C))}{1 + C}$$

$$\dot{Q}_{\max} = C_{\min} \cdot (T_{\text{inicial,gases}} - T_{\text{inicial,met}})$$

$$\epsilon_1 = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{\max}}$$

$\epsilon = \epsilon_1$ Igual a as duas eficiências de forma a descobrir o L

Calcular o coeficiente de convecção do metanol

$$\text{RelRough}_{\text{apo},i} = \frac{\text{Rugosidade}_{\text{apo}}}{D_{\text{ext}}}$$

Call **pipeflow** ('Methanol'; $T_{\text{med,met}}$; P ; $\dot{m}$; D_{int} ; L ; $\text{RelRough}_{\text{apo},i}$; h_T ; h_H ; ΔP_{met} ; Nusselt_T ; f_{met} ; Re_{met})

Perdas de carga localizada

$$D_2 = D_{\text{tub}}$$

$$D_1 = 0,033 \text{ [m]}$$

$$K_{\text{exp}} = K_{\text{Sudden,Expansion}}(D_1; D_2)$$

$$v_{\text{gases}} = \frac{\dot{V}_{\text{gases}}}{3,142 \cdot \frac{D_1^2}{4}}$$

$$\Delta h_{\text{loc,gases}} = K_{\text{exp}} \cdot \frac{v_{\text{gases}}^2}{2 \cdot 9,807 \text{ [m/s}^2\text{]}}$$

$$\Delta P_{\text{loc,gases}} = \Delta h_{\text{loc,gases}} \cdot \rho_{\text{gases}} \cdot 9,807 \text{ [m/s}^2\text{]}$$

Figura D.5: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, quinta parte.

$$K_{\text{joelho}} = K_{90\text{deg,Elbow}}(\text{relRough}_{\text{apo},e})$$

$$\rho_{\text{met}} = \rho(\text{METHANOL}; T = T_{\text{med,met}}; P = P)$$

$$\dot{V} = \frac{\dot{m}}{\rho_{\text{met}}}$$

$$v_{\text{met}} = \frac{\dot{V}}{A_{\text{int}}}$$

$$\Delta h_{\text{loc,met}} = K_{\text{joelho}} \cdot \frac{v_{\text{met}}^2}{2 \cdot 9,807 \text{ [m/s}^2\text{]}}$$

$$\Delta P_{\text{loc,met}} = \Delta h_{\text{loc,met}} \cdot \rho_{\text{met}} \cdot 9,807 \text{ [m/s}^2\text{]}$$

Figura D.6: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase líquida, última parte.

Unit Settings: SI C kPa kJ mass deg

$A_{ext} = 0,0001767 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{int} = 0,0001327 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{sup,ext} = 0,005092 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{sup,int} = 0,004413 \text{ [m}^2\text{]}$	$C = 0,5567$
$C_{gases} = 0,00499 \text{ [kW/k]}$	$C_{max} = 0,00499 \text{ [kW/k]}$	$C_{met} = 0,002778 \text{ [kW/k]}$	$C_{min} = 0,002778 \text{ [kW/k]}$	$c_{p,gases} = 1,926 \text{ [kJ/kg C]}$
$c_{p,metanol} = 2,778 \text{ [kJ/kg C]}$	$\Delta h_{loc,gases} = 0,6112 \text{ [m]}$	$\Delta h_{loc,met} = 0,000002419 \text{ [m]}$	$\Delta P_{gases} = 7,133 \text{ [Pa]}$	$\Delta P_{loc,gases} = 1,289 \text{ [Pa]}$
$\Delta P_{loc,met} = 0,01789 \text{ [Pa]}$	$\Delta P_{met} = 0,0001143 \text{ [kPa]}$	$D_1 = 0,033 \text{ [m]}$	$D_2 = 0,038 \text{ [m]}$	$D_{ext} = 0,015 \text{ [m]}$
$D_h = 0,023 \text{ [m]}$	$D_{int} = 0,013 \text{ [m]}$	$D_{tub} = 0,038 \text{ [m]}$	$\varepsilon = 0,08854$	$c_i = 0,08854$
$f_{ext} = 0,08921$	$f_{met} = 0,3655$	$h_{gases} = 123,6 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$	$h_H = 181,1 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$	$h_{metanol} = 128,9 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$
$h_T = 128,9 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$	$k_{aço} = 20,73 \text{ [W/m C]}$	$K_{exp} = 0,06044$	$k_{gases} = 0,1646 \text{ [W/m C]}$	$K_{ Joelho} = 0,4756$
$L = 0,1081 \text{ [m]}$	$LoVerD = 4,698$	$L_{filme} = 0,1081 \text{ [m]}$	$\mu_{gases} = 0,00003822 \text{ [kg/m s]}$	$\dot{m} = 0,001 \text{ [kg/s]}$
$\dot{m}_{gases} = 0,00259 \text{ [kg/s]}$	$M_{gases} = 17,29 \text{ [kg/kmol]}$	$N = 0,09527$	$Nusselt_{H,ext} = 22,33$	$Nusselt_T = 8,559$
$Nusselt_{T,ext} = 17,28$	$P = 321 \text{ [kPa]}$	$P_{gases} = 0,4339$	$P_{gases} = 101,3 \text{ [kPa]}$	$\dot{Q} = 0,2164 \text{ [kW]}$
$\dot{Q}_{max} = 2,444 \text{ [kW]}$	$relRough_{aço,e} = 0,0003947$	$RelRough_{aço,i} = 0,001$	$Re_{ext} = 2690$	$Re_{met} = 274,8$
$\rho_{gases} = 0,215 \text{ [kg/m}^3\text{]}$	$\rho_{met} = 754,3 \text{ [kg/m}^3\text{]}$	$Rugosidade_{aço} = 0,000015 \text{ [m]}$	$R_{aço} = 0,01017 \text{ [K/W]}$	$R_{filme} = 1,588 \text{ [K/W]}$
$R_{gases} = 1,588 \text{ [K/W]}$	$R_{metanol} = 1,758 \text{ [K/W]}$	$R_{suj,gases} = 0,3437 \text{ [K/W]}$	$R_{suj,met} = 0,07931 \text{ [K/W]}$	$R_{total} = 3,779 \text{ [K/W]}$
$R_u = 0,481 \text{ [kJ/kg K]}$	$r^* = 0,3947$	$T_{filme} = 706,5 \text{ [C]}$	$T_{filme,K} = 979,6 \text{ [K]}$	$T_{final,gases} = 856,6 \text{ [C]}$
$T_{inicial,gases} = 900 \text{ [C]}$	$T_{inicial,met} = 20 \text{ [C]}$	$T_{med,met} = 58,75 \text{ [C]}$	$T_{parede} = 534,6 \text{ [C]}$	$T_{sat} = 97,49 \text{ [C]}$
$UA_{filme} = 0,6296 \text{ [W/K]}$	$UA_{total} = 0,2646 \text{ [W/K]}$	$u_{h,gases} = 1$	$u_{h,met} = 1$	$u_{int} = 12,58 \text{ [m/s]}$
$u_{m,gases} = 0,0003861 \text{ [kg/s]}$	$u_{m,met} = 0,0001675 \text{ [kg/s]}$	$\dot{V} = 0,000001326 \text{ [m}^3\text{/s]}$	$\dot{V}_{gases} = 0,01205 \text{ [m}^3\text{/s]}$	$v_{gases} = 14,08 \text{ [m/s]}$
$v_{met} = 0,009988 \text{ [m/s]}$				

Figura D.7: Janela de soluções do EES - dimensionamento do permutador fase líquida.

D.2 Metanol na mudança de fase

Do mesmo modo que no caso anterior, as equações escritas no EES para o dimensionamento durante a mudança de fase estão apresentadas, sobre a forma de equações formatadas, nas figuras D.8, D.9, D.10, D.11 e D.12. A solução para todas as equações está na figura D.13.

Parâmetros conhecidos

$$\Delta P_{ini} = 0,0001143 \text{ [kPa]}$$

$$P = 321 \text{ [kPa]}$$

$$P_i = P - \Delta P_{ini}$$

$$T_{met} = T_{sat} (\text{Methanol} ; P = P_i)$$

$$\dot{m} = \frac{3,6}{3600}$$

$$x_{in} = 0$$

$$x_{out} = 1$$

$$\dot{Q} = (h (\text{Methanol} ; x = x_{out} ; P = P) - h (\text{Methanol} ; x = x_{in} ; P = P)) \cdot \dot{m}$$

$$T_{inicial;gases} = 856,6 \text{ Temperatura da mistura depois de aquecer o metanol de } 20^\circ\text{C} \text{ até à T de saturação}$$

$$P_{gases} = 101,325 \text{ [kPa]}$$

Tubo concêntrico - Metanol no interior e gás no exterior

$$D_{ext} = 15 \cdot 10^{-3} \text{ diâmetro exterior tubo metanol}$$

$$D_{int} = 13 \cdot 10^{-3} \text{ diâmetro interior tubo metanol}$$

$$A_{sup,int} = 3,142 \cdot D_{int} \cdot L \text{ Área superficial interior tubo metanol}$$

$$A_{sup,ext} = 3,142 \cdot D_{ext} \cdot L \text{ Área superficial exterior tubo metanol}$$

$$A_{int} = 3,142 \cdot \frac{D_{int}^2}{4} \text{ Área da interior tubo metanol}$$

$$A_{ext} = 3,142 \cdot \frac{D_{ext}^2}{4}$$

$$D_{tub} = 0,038 \text{ [m] Diâmetro interior da conduta que leva os gases da atmosfera do forno para o exterior}$$

Figura D.8: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, primeira parte.

Formatted Equations

calores a pressão constante dos gases e do metanol

$$\dot{m}_{\text{gases}} = \frac{9,325}{3600} \quad \text{caudal mássico dos gases de exaustão}$$

$$M_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{Propriedades da atm do forno } T; 'MW'; T = T_{\text{inicial,gases}} \right) \quad \text{massa molar dos gases de exaustão}$$

$$C_{p,\text{gases}} = \frac{\text{Interpolate} \left(\text{Propriedades da atm do forno } T; 'cp'; T = T_{\text{inicial,gases}} \right)}{M_{\text{gases}}} \quad \text{cp base mássica dos gases de exaustão}$$

$$C_{\text{gases}} = \dot{m}_{\text{gases}} \cdot C_{p,\text{gases}}$$

$$R_u = \frac{8,314 \text{ [kJ/kmol-K]}}{M_{\text{gases}}}$$

$$T_{\text{filme,K}} = \text{ConvertTemp} (C; K; T_{\text{filme}})$$

$$\dot{V}_{\text{gases}} = \frac{\dot{m}_{\text{gases}} \cdot R_u \cdot T_{\text{filme,K}}}{P_{\text{gases}}}$$

$$\rho_{\text{gases}} = \frac{\dot{m}_{\text{gases}}}{\dot{V}_{\text{gases}}}$$

Cálculo do caudal volúmico, massa volúmica, velocidade da mistura na tubagem e da temperatura do filme

$$\dot{Q} = C_{\text{gases}} \cdot (T_{\text{inicial,gases}} - T_{\text{final,gases}})$$

$$L_{\text{filme}} = L$$

$$R_{\text{filme}} = \frac{1}{h_{\text{gases}} \cdot u_{h,\text{gases}} \cdot 3,142 \cdot D_{\text{ext}} \cdot L_{\text{filme}}}$$

$$UA_{\text{filme}} = \frac{1}{R_{\text{filme}}}$$

$$\dot{Q} \cdot \left| 1000 \cdot \frac{W}{kW} \right| = \left[\frac{T_{\text{inicial,gases}} + T_{\text{final,gases}}}{2} - T_{\text{parede}} \right] \cdot UA_{\text{filme}} \quad \text{Cálculo da temperatura da parede do tubo interior}$$

$$T_{\text{filme}} = \frac{\frac{T_{\text{inicial,gases}} + T_{\text{final,gases}}}{2} + T_{\text{parede}}}{2} \quad \text{Cálculo da temperatura do filme}$$

Figura D.9: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, segunda parte.

$$u_{\text{inf}} = \frac{\dot{V}_{\text{gases}}}{3,142 \cdot \frac{D_{\text{tub}}^2}{4} - A_{\text{ext}}} \quad \text{Velocidade dos gases de exaustão - Área da secção da conduta menos área da secção do tubo interno}$$

Cálculo do coeficiente de convecção do gás de exaustão

$$\mu_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{Propriedades da atm do forno } T; 'mu'; T = T_{\text{filme}} \right) \quad \text{viscosidade dos gases de exaustão}$$

$$Pr_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{Propriedades da atm do forno } T; 'Pr'; T = T_{\text{filme}} \right) \quad \text{número de Pr dos gases de exaustão}$$

$$Re_{\text{ext}} = \frac{\rho_{\text{gases}} \cdot u_{\text{inf}} \cdot D_{\text{tub}}}{\mu_{\text{gases}}}$$

$$D_h = D_{\text{tub}} - D_{\text{ext}}$$

$$LoverD = \frac{L}{D_h}$$

$$r^* = \frac{D_{\text{ext}}}{D_{\text{tub}}}$$

$$\text{Rugosidade}_{\text{apo}} = 0,015 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{relRough}_{\text{apo,e}} = \frac{\text{Rugosidade}_{\text{apo}}}{D_{\text{tub}}}$$

$$\text{Call annularflow}_{\text{nd}} (Re_{\text{ext}}; Pr_{\text{gases}}; LoverD; r^*; \text{relRough}_{\text{apo,e}}; \text{Nusselt}_{T,\text{ext}}; \text{Nusselt}_{h,\text{ext}}; f_{\text{ext}})$$

$$k_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{Propriedades da atm do forno } T; 'K'; T = T_{\text{filme}} \right) \quad \text{condutividade térmica dos gases de exaustão}$$

$$\text{Nusselt}_{T,\text{ext}} = \frac{h_{\text{gases}} \cdot u_{h,\text{gases}} \cdot D_h}{k_{\text{gases}}}$$

$$\Delta P_{\text{gases}} = f_{\text{ext}} \cdot \frac{L}{D_h} \cdot \frac{\rho_{\text{gases}} \cdot u_{\text{inf}}^2}{2}$$

Resistência térmicas do interior da conduta com metanol para o exterior onde circula o gás de exaustão

$$k_{\text{apo}} = k (\text{Stainless AISI310}; T = T_{\text{parede}})$$

Figura D.10: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, terceira parte.

$$R_{\text{metanol}} = \frac{1}{h_{\text{metanol}} \cdot A_{\text{sup;int}}}$$

$$R_{\text{apo}} = \frac{\ln \left[\frac{D_{\text{ext}}}{D_{\text{int}}} \right]}{2 \cdot 3,142 \cdot k_{\text{apo}} \cdot L}$$

$$R_{\text{gases}} = \frac{1}{h_{\text{gases}} \cdot u_{h,\text{gases}} \cdot A_{\text{sup;ext}}}$$

$$R_{\text{suj;met}} = \frac{0,00035 \text{ [m}^2\text{K/W]}}{A_{\text{sup;int}}}$$

$$R_{\text{suj;gases}} = \frac{0,00175 \text{ [m}^2\text{K/W]}}{A_{\text{sup;ext}}}$$

$$R_{\text{total}} = R_{\text{metanol}} + R_{\text{suj;met}} + R_{\text{apo}} + R_{\text{suj;gases}} + R_{\text{gases}}$$

$$UA_{\text{total}} = \frac{1}{R_{\text{total}}}$$

Eficiência permutador

$$C = 0$$

$$N = \frac{UA_{\text{total}}}{C_{\text{gases}} \cdot \left| 1000 \cdot \frac{\text{W/K}}{\text{kW/K}} \right|}$$

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp(-N \cdot (1 + C))}{1 + C}$$

$$\dot{Q}_{\text{max}} = C_{\text{gases}} \cdot (T_{\text{inicial;gases}} - T_{\text{met}})$$

$$\varepsilon_i = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{\text{max}}}$$

$$\varepsilon = \varepsilon_i \text{ Igual a duas eficiências de forma a descobrir o L}$$

Figura D.11: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, quarta parte.

$$\dot{q} = \frac{\dot{Q} \cdot \left| 1000 \cdot \frac{\text{W}}{\text{kW}} \right|}{A_{\text{sup;int}}}$$

$$G = \frac{\dot{m}}{A_{\text{int}}}$$

$$h_{\text{metanol}} = 1417 \text{ Valor obtido através de um processo iterativo}$$

$$\dot{q} = h_{\text{metanol}} \cdot (T_w - T_{\text{met}})$$

$$\Delta T = T_w - T_{\text{met}}$$

Queda de pressão do metanol durante a mudança de fase

$$\Delta P_{\text{met}} = \text{deltap}_{2\text{phase;horiz}}('Methanol'; G; P_i; D_{\text{int}}; L; x_{\text{in}}; x_{\text{out}})$$

Figura D.12: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase, última parte.

Unit Settings: SI C kPa kJ mass deg

$A_{ext} = 0,0001767 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{int} = 0,0001327 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{sup,ext} = 0,03242 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{sup,int} = 0,0281 \text{ [m}^2\text{]}$	$C = 0$
$C_{gases} = 0,004957 \text{ [kW/K]}$	$c_{p,gases} = 1,914 \text{ [kJ/kg C]}$	$\Delta P_{gases} = 18,39 \text{ [Pa]}$	$\Delta P_{ini} = 0,0001143 \text{ [kPa]}$	$\Delta P_{met} = 0,02767 \text{ [kPa]}$
$\Delta T = 25,89 \text{ [C]}$	$D_{ext} = 0,015 \text{ [m]}$	$D_h = 0,023 \text{ [m]}$	$D_{int} = 0,013 \text{ [m]}$	$D_{tub} = 0,038 \text{ [m]}$
$\epsilon = 0,2739$	$\epsilon_i = 0,2739$	$f_{ext} = 0,04722$	$G = 7,534 \text{ [kg/m}^2\text{ s]}$	$h_{gases} = 57,49 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$
$h_{metanol} = 1417 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$	$k_{aço} = 15,58 \text{ [W/m C]}$	$k_{gases} = 0,1354 \text{ [W/m C]}$	$L = 0,688 \text{ [m]}$	$LoverD = 29,91$
$L_{filme} = 0,688 \text{ [m]}$	$\mu_{gases} = 0,00003253 \text{ [kg/m s]}$	$\dot{m} = 0,001 \text{ [kg/s]}$	$\dot{m}_{gases} = 0,00259 \text{ [kg/s]}$	$M_{gases} = 17,29 \text{ [kg/kmol]}$
$N = 0,3201$	$Nusselt_{H,ext} = 9,765$	$Nusselt_{T,ext} = 9,765$	$P = 321 \text{ [kPa]}$	$Pr_{gases} = 0,4312$
$P_{gases} = 101,3 \text{ [kPa]}$	$P_i = 321 \text{ [kPa]}$	$\dot{Q} = 1,031 \text{ [kW]}$	$\dot{Q}_{max} = 3,763 \text{ [kW]}$	$q^* = 36685 \text{ [W/m}^2\text{]}$
$relRough_{aço,e} = 0,0003947$	$Re_{ext} = 3161$	$p_{gases} = 0,2811 \text{ [kg/m}^3\text{]}$	$Rugosidade_{aço} = 0,000015 \text{ [m]}$	$R_{aço} = 0,002125 \text{ [K/W]}$
$R_{filme} = 0,5365 \text{ [K/W]}$	$R_{gases} = 0,5365 \text{ [K/W]}$	$R_{metanol} = 0,02512 \text{ [K/W]}$	$R_{su,j,gases} = 0,05398 \text{ [K/W]}$	$R_{su,j,met} = 0,01246 \text{ [K/W]}$
$R_{total} = 0,6302 \text{ [K/W]}$	$R_u = 0,481 \text{ [kJ/kg K]}$	$r^* = 0,3947$	$T_{filme} = 476,1 \text{ [C]}$	$T_{filme,K} = 749,3 \text{ [K]}$
$T_{final,gases} = 648,7 \text{ [C]}$	$T_{inicial,gases} = 856,6 \text{ [C]}$	$T_{met} = 97,49 \text{ [C]}$	$T_{parede} = 199,6 \text{ [C]}$	$T_w = 123,4 \text{ [C]}$
$UA_{filme} = 1,864 \text{ [W/K]}$	$UA_{total} = 1,587 \text{ [W/K]}$	$u_{h,gases} = 1 \text{ [-]}$	$u_{h,met} = 0,25 \text{ [-]}$	$u_{int} = 9,623 \text{ [m/s]}$
$u_{m,gases} = 0,0003861 \text{ [kg/s]}$	$u_{m,met} = 0,0001675 \text{ [kg/s]}$	$\dot{V}_{gases} = 0,009213 \text{ [m}^3\text{/s]}$	$x_{in} = 0$	$x_{out} = 1$

Figura D.13: Janela de soluções do EES - dimensionamento do permutador mudança de fase.

D.3 Metanol na fase gasosa

Para o aquecimento do metanol na fase gasosa, as equações utilizadas estão apresentadas nas figuras D.14, D.15, D.16, D.17, D.18 e D.19. A solução das equações, incluído o comprimento total do permutador e a perdas de carga totais para cada escoamento estão na figura D.20.

Funções para descobrir qual o C máximo e mínimo para cada caso

Procedure **compare** (C_{met}; C_{gases}; C_{max}; C_{min})

If (C_{met} > C_{gases}) Then

C_{max} := C_{met}

C_{min} := C_{gases}

Else

C_{max} := C_{gases}

C_{min} := C_{met}

Endif

End **compare**

Começo dos cálculos

$T_{inicial,met} = T_{sat} \left[\text{METHANOL} ; P = P - \frac{\Delta P_{ini}}{2} \right]$ temperatura de entrada do metanol no permutador

$T_{final,met} = 200 \text{ [C]}$

$T_{med,met} = \frac{T_{final,met} + T_{inicial,met}}{2}$

$T_{inicial,gases} = 648,7 \text{ [C]}$ temperatura de entrada da mistura na conduta

$\dot{m} = \frac{3,6}{3600}$ caudal de metanol injetado durante um tratamento

$P = 321 \text{ [kPa]}$ Pressão do metanol

$\Delta P_{ini} = 0,0001143 \text{ [kPa]} + 0,02767 \text{ [kPa]}$

$P_{gases} = 101,325 \text{ [kPa]}$

$\dot{Q} = (h \text{ (METHANOL ; } T = T_{final,met} ; P = P - \Delta P_{ini} \text{)}) - h \text{ (METHANOL ; } x = 1 ; P = P - \Delta P_{ini} \text{)}) \cdot \dot{m}$ Potência necessária para aquecer o metanol da T de saturação até 200°C

Figura D.14: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, primeira parte.

Tubo concêntrico - Metanol no interior e gás no exterior

$$D_{\text{ext}} = 15 \cdot 10^{-3} \text{ diâmetro exterior tubo metanol}$$

$$D_{\text{int}} = 13 \cdot 10^{-3} \text{ diâmetro interior tubo metanol}$$

$$A_{\text{sup,int}} = 3,142 \cdot D_{\text{int}} \cdot L \text{ Área superficial interior tubo metanol}$$

$$A_{\text{sup,ext}} = 3,142 \cdot D_{\text{ext}} \cdot L \text{ Área superficial exterior tubo metanol}$$

$$A_{\text{int}} = 3,142 \cdot \frac{D_{\text{int}}^2}{4} \text{ Área da interior tubo metanol}$$

$$A_{\text{ext}} = 3,142 \cdot \frac{D_{\text{ext}}^2}{4}$$

$$D_{\text{tub}} = 0,038 \text{ [m]} \text{ Diâmetro interior da conduta que leva os gases da atmosfera do forno para o exterior}$$

calores a pressão constante dos gases e do metanol

$$\dot{m}_{\text{gases}} = \frac{9,325}{3600} \text{ caudal mássico dos gases de exaustão}$$

$$M_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{'Propriedades da atm do forno' ; 'T'; 'MW'; T = T_{\text{inicial,gases}} \right) \text{ massa molar dos gases de exaustão}$$

$$C_{p,\text{gases}} = \frac{\text{Interpolate} \left(\text{'Propriedades da atm do forno' ; 'T'; 'cp'; T = T_{\text{inicial,gases}} \right)}{M_{\text{gases}}} \text{ cp base mássica dos gases de exaustão}$$

$$C_{\text{gases}} = \dot{m}_{\text{gases}} \cdot C_{p,\text{gases}}$$

$$C_{p,\text{metanol}} = \text{Cp} \left(\text{METHANOL ; T = T}_{\text{med,met}} \text{ ; P = P } \right)$$

$$C_{\text{met}} = \dot{m} \cdot C_{p,\text{metanol}}$$

$$\text{Call compare} \left(C_{\text{met}} ; C_{\text{gases}} ; C_{\text{max}} ; C_{\text{min}} \right)$$

$$R_u = \frac{8,314 \text{ [kJ/kmol-K]}}{M_{\text{gases}}}$$

$$T_{\text{filme,K}} = \text{ConvertTemp} \left(C ; K ; T_{\text{filme}} \right)$$

$$\dot{V}_{\text{gases}} = \frac{\dot{m}_{\text{gases}} \cdot R_u \cdot T_{\text{filme,K}}}{P_{\text{gases}}}$$

Figura D.15: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, segunda parte.

$$\rho_{\text{gases}} = \frac{\dot{m}_{\text{gases}}}{V_{\text{gases}}}$$

Cálculo do caudal volúmico, massa volúmica, velocidade da mistura na tubagem e da temperatura do filme

$$\dot{Q} = C_{\text{gases}} \cdot (T_{\text{inicial,gases}} - T_{\text{final,gases}})$$

$$L_{\text{filme}} = L$$

$$R_{\text{filme}} = \frac{1}{h_{\text{gases}} \cdot U_{h,\text{gases}} \cdot 3,142 \cdot D_{\text{ext}} \cdot L_{\text{filme}}}$$

$$UA_{\text{filme}} = \frac{1}{R_{\text{filme}}}$$

$$\dot{Q} \cdot \left| 1000 \cdot \frac{W}{kW} \right| = \left[\frac{T_{\text{inicial,gases}} + T_{\text{final,gases}}}{2} - T_{\text{parede}} \right] \cdot UA_{\text{filme}} \text{ Cálculo da temperatura da parede do tubo interior}$$

$$T_{\text{filme}} = \frac{\frac{T_{\text{inicial,gases}} + T_{\text{final,gases}}}{2} + T_{\text{parede}}}{2} \text{ Cálculo da temperatura do filme}$$

$$U_{\text{inf}} = \frac{\dot{V}_{\text{gases}}}{3,142 \cdot \frac{D_{\text{tub}}^2}{4} - A_{\text{ext}}} \text{ Velocidade dos gases de exaustão - Área da secção da conduta menos área da secção do tubo interno}$$

Calculo do coeficiente de convecção do gás de exaustão

$$\mu_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{'Propriedades da atm do forno' ; 'T'; 'mu'; T = T_{\text{filme}} \right) \text{ viscosidade dos gases de exaustão}$$

$$Pr_{\text{gases}} = \text{Interpolate} \left(\text{'Propriedades da atm do forno' ; 'T'; 'Pr'; T = T_{\text{filme}} \right) \text{ número de Pr dos gases de exaustão}$$

$$Re_{\text{ext}} = \frac{\rho_{\text{gases}} \cdot U_{\text{inf}} \cdot D_{\text{tub}}}{\mu_{\text{gases}}}$$

$$D_h = D_{\text{tub}} - D_{\text{ext}}$$

$$LoverD = \frac{L}{D_h}$$

$$r^* = \frac{D_{\text{ext}}}{D_{\text{tub}}}$$

Figura D.16: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, terceira parte.

$$\begin{aligned}
\text{Rugosidade}_{\text{apo}} &= 0,015 \cdot 10^{-3} \\
\text{relRough}_{\text{apo,e}} &= \frac{\text{Rugosidade}_{\text{apo}}}{D_{\text{tub}}} \\
\text{Call } \text{annularflow}_{\text{ad}} &(\text{Re}_{\text{ext}}; \text{Pr}_{\text{gases}}; \text{LoverD}; \hat{r}; \text{relRough}_{\text{apo,e}}; \text{Nusselt}_{\text{T,ext}}; \text{Nusselt}_{\text{H,ext}}; f_{\text{ext}}) \\
k_{\text{gases}} &= \text{Interpolate}(\text{'Propriedades da atm do forno'}; \text{'T'}; \text{'K'}; \text{'T'} = \text{T}_{\text{filme}}) \quad \text{condutividade térmica dos gases de exaustão} \\
\text{Nusselt}_{\text{T,ext}} &= \frac{h_{\text{gases}} \cdot u_{h,\text{gases}} \cdot D_h}{k_{\text{gases}}} \\
\Delta P_{\text{gases}} &= u_f \cdot f_{\text{ext}} \cdot \frac{L}{D_h} \cdot \frac{\rho_{\text{gases}} \cdot u_{\text{inf}}^2}{2} \\
&\text{Resistência térmicas do interior da conduta com metanol para o exterior onde circula o gás de exaustão} \\
h_{\text{metanol}} &= h_T \\
k_{\text{apo}} &= k(\text{Stainless AISI310}; \text{T} = \text{T}_{\text{parede}}) \\
R_{\text{metanol}} &= \frac{1}{h_{\text{metanol}} \cdot u_{h,\text{met}} \cdot A_{\text{sup,int}}} \\
R_{\text{apo}} &= \frac{\ln\left[\frac{D_{\text{ext}}}{D_{\text{int}}}\right]}{2 \cdot 3,142 \cdot k_{\text{apo}} \cdot L} \\
R_{\text{gases}} &= \frac{1}{h_{\text{gases}} \cdot u_{h,\text{gases}} \cdot A_{\text{sup,ext}}} \\
R_{\text{suj,met}} &= \frac{0,00035 \text{ [m}^2\text{K/W]}}{A_{\text{sup,int}}} \\
R_{\text{suj,gases}} &= \frac{0,00175 \text{ [m}^2\text{K/W]}}{A_{\text{sup,ext}}} \\
R_{\text{total}} &= R_{\text{metanol}} + R_{\text{suj,met}} + R_{\text{apo}} + R_{\text{suj,gases}} + R_{\text{gases}} \\
UA_{\text{total}} &= \frac{1}{R_{\text{total}}}
\end{aligned}$$

Figura D.17: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, quarta parte.

$$\begin{aligned}
&\text{Eficiência permutador} \\
C &= \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \\
N &= \frac{UA_{\text{total}}}{C_{\min} \cdot \left| 1000 \cdot \frac{\text{W/K}}{\text{KW/K}} \right|} \\
\varepsilon &= \frac{1 - \exp(-N \cdot (1 + C))}{1 + C} \\
\dot{Q}_{\max} &= C_{\min} \cdot (T_{\text{inicial,gases}} - T_{\text{inicial,met}}) \\
\varepsilon_1 &= \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{\max}} \\
\varepsilon &= \varepsilon_1 \quad \text{Iguala as duas eficiências de forma a descobrir o L} \\
&\text{Calcular o coeficiente de convecção do metanol} \\
\text{RelRough}_{\text{apo,i}} &= \frac{\text{Rugosidade}_{\text{apo}}}{D_{\text{ext}}} \\
\text{Call } \text{pipeflow} &(\text{'Methanol'}; \text{T}_{\text{med,met}}; \text{P}; \dot{m}; D_{\text{int}}; L; \text{RelRough}_{\text{apo,i}}; h_T; h_H; \Delta P_{\text{met}}; \text{Nusselt}_T; f_{\text{met}}; \text{Re}_{\text{met}}) \\
&\text{Perda de carga localizada} \\
D_1 &= D_{\text{tub}} \\
D_2 &= 0,033 \text{ [m]} \\
K_{\text{contr}} &= K_{\text{Sudden,Contraction}}(D_1; D_2) \\
v_{\text{gases}} &= \frac{\dot{V}_{\text{gases}}}{3,142 \cdot \frac{D_2^2}{4}} \\
\Delta h_{\text{loc,gases}} &= K_{\text{contr}} \cdot \frac{v_{\text{gases}}^2}{2 \cdot 9,807 \text{ [m/s}^2\text{]}} \\
\Delta P_{\text{loc,gases}} &= \Delta h_{\text{loc,gases}} \cdot \rho_{\text{gases}} \cdot 9,807 \text{ [m/s}^2\text{]}
\end{aligned}$$

Figura D.18: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, quinta parte.

$$\Delta P_{\text{loc,gases,total}} = \Delta P_{\text{loc,gases}} + 1,289 \text{ [Pa]}$$

$$K_{\text{joelho}} = K_{90\text{deg,Elbow}} (\text{relRough}_{\text{aço,e}})$$

$$P_{\text{met}} = \rho (\text{METHANOL}; T = T_{\text{med,met}}; P = P - \Delta P_{\text{ini}})$$

$$\dot{V} = \frac{\dot{m}}{\rho_{\text{met}}}$$

$$v_{\text{met}} = \frac{\dot{V}}{A_{\text{int}}}$$

$$\Delta h_{\text{loc,met}} = K_{\text{joelho}} \cdot \frac{v_{\text{met}}^2}{2 \cdot 9,807 \text{ [m/s}^2\text{]}}$$

$$\Delta P_{\text{loc,met}} = \Delta h_{\text{loc,met}} \cdot \rho_{\text{met}} \cdot 9,807 \text{ [m/s}^2\text{]}$$

$$\Delta P_{\text{loc,met,total}} = \Delta P_{\text{loc,met}} + 0,01789 \text{ [Pa]}$$

$$L_{\text{total}} = 0,1081 \text{ [m]} + 0,688 \text{ [m]} + L$$

$$\Delta P_{\text{gases,total}} = \Delta P_{\text{gases}} + 7,133 \text{ [Pa]} + 18,39 \text{ [Pa]} + \Delta P_{\text{loc,gases,total}}$$

$$\Delta P_{\text{met,total}} = \Delta P_{\text{ini}} + \Delta P_{\text{met}} + \Delta P_{\text{loc,met,total}} \cdot \left| 0,001 \cdot \frac{\text{kPa}}{\text{Pa}} \right|$$

$$q'' = \frac{\dot{Q}}{A_{\text{sup,ext}}}$$

Figura D.19: Janela das equações formatadas do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa, última parte.

Unit Settings: SI C kPa kJ mass deg

$A_{\text{ext}} = 0,0001767 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{\text{int}} = 0,0001327 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{\text{sup,ext}} = 0,0176 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{\text{sup,int}} = 0,01525 \text{ [m}^2\text{]}$	$C = 0,3925$
$C_{\text{gases}} = 0,004792 \text{ [kW/K]}$	$C_{\text{max}} = 0,004792 \text{ [kW/K]}$	$C_{\text{met}} = 0,001881 \text{ [kW/K]}$	$C_{\text{min}} = 0,001881 \text{ [kW/K]}$	$C_{p,\text{gases}} = 1,85 \text{ [kJ/kg C]}$
$C_{p,\text{metanol}} = 1,881 \text{ [kJ/kg K]}$	$\Delta h_{\text{loc,gases}} = 0,8199 \text{ [m]}$	$\Delta h_{\text{loc,met}} = 0,15 \text{ [m]}$	$\Delta P_{\text{gases}} = 11,2 \text{ [Pa]}$	$\Delta P_{\text{gases,total}} = 40,14 \text{ [Pa]}$
$\Delta P_{\text{ini}} = 0,02778 \text{ [kPa]}$	$\Delta P_{\text{loc,gases}} = 2,129 \text{ [Pa]}$	$\Delta P_{\text{loc,gases,total}} = 3,418 \text{ [Pa]}$	$\Delta P_{\text{loc,met}} = 4,456 \text{ [Pa]}$	$\Delta P_{\text{loc,met,total}} = 4,473 \text{ [Pa]}$
$\Delta P_{\text{met}} = 0,01039 \text{ [kPa]}$	$\Delta P_{\text{met,total}} = 0,04265 \text{ [kPa]}$	$D_1 = 0,038 \text{ [m]}$	$D_2 = 0,033 \text{ [m]}$	$D_{\text{ext}} = 0,015 \text{ [m]}$
$D_h = 0,023 \text{ [m]}$	$D_{\text{int}} = 0,013 \text{ [m]}$	$D_{\text{tub}} = 0,038 \text{ [m]}$	$\varepsilon = 0,2124$	$\varepsilon_i = 0,2124$
$f_{\text{ext}} = 0,04991$	$f_{\text{met}} = 0,03861$	$h_{\text{gases}} = 60,58 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$	$h_H = 62,6 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$	$h_{\text{metanol}} = 62,6 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$
$h_T = 62,6 \text{ [W/m}^2\text{ K]}$	$k_{\text{aço}} = 18,99 \text{ [W/m C]}$	$K_{\text{contr}} = 0,1229$	$k_{\text{gases}} = 0,1413 \text{ [W/m C]}$	$K_{\text{joelho}} = 0,4756$
$L = 0,3735 \text{ [m]}$	$L_{\text{overD}} = 16,24$	$L_{\text{time}} = 0,3735 \text{ [m]}$	$L_{\text{total}} = 1,17 \text{ [m]}$	$\mu_{\text{gases}} = 0,00003375 \text{ [kg/m s]}$
$\dot{m} = 0,001 \text{ [kg/s]}$	$\dot{m}_{\text{gases}} = 0,00259 \text{ [kg/s]}$	$M_{\text{gases}} = 17,29 \text{ [kg/kmol]}$	$N = 0,2519$	$Nusselt_{H,\text{ext}} = 9,859$
$Nusselt_T = 27,65$	$Nusselt_{T,\text{ext}} = 9,859$	$P = 321 \text{ [kPa]}$	$Pr_{\text{gases}} = 0,4322$	$P_{\text{gases}} = 101,3 \text{ [kPa]}$
$\dot{Q} = 0,2202 \text{ [kW]}$	$\dot{Q}_{\text{max}} = 1,037 \text{ [kW]}$	$q'' = 12,51 \text{ [kW/m}^2\text{]}$	$\text{relRough}_{\text{aço,e}} = 0,0003947$	$\text{RelRough}_{\text{aço,i}} = 0,001$
$Re_{\text{ext}} = 3046$	$Re_{\text{met}} = 7033$	$\rho_{\text{gases}} = 0,2648 \text{ [kg/m}^3\text{]}$	$\rho_{\text{met}} = 3,029 \text{ [kg/m}^3\text{]}$	$Rugosidade_{\text{aço}} = 0,000015 \text{ [m]}$
$R_{\text{aço}} = 0,003212 \text{ [K/W]}$	$R_{\text{filme}} = 0,938 \text{ [K/W]}$	$R_{\text{gases}} = 0,938 \text{ [K/W]}$	$R_{\text{metanol}} = 1,047 \text{ [K/W]}$	$R_{\text{suj,gases}} = 0,09944 \text{ [K/W]}$
$R_{\text{suj,met}} = 0,02295 \text{ [K/W]}$	$R_{\text{total}} = 2,111 \text{ [K/W]}$	$R_u = 0,481 \text{ [kJ/kg K]}$	$r' = 0,3947$	$T_{\text{filme}} = 522,4 \text{ [C]}$
$T_{\text{filme,K}} = 795,6 \text{ [K]}$	$T_{\text{final,gases}} = 602,7 \text{ [C]}$	$T_{\text{final,met}} = 200 \text{ [C]}$	$T_{\text{inicial,gases}} = 648,7 \text{ [C]}$	$T_{\text{inicial,met}} = 97,49 \text{ [C]}$
$T_{\text{med,met}} = 148,7 \text{ [C]}$	$T_{\text{pared}} = 419,1 \text{ [C]}$	$UA_{\text{filme}} = 1,066 \text{ [W/K]}$	$UA_{\text{total}} = 0,4737 \text{ [W/K]}$	$u_f = 1$
$u_{h,\text{gases}} = 1$	$u_{h,\text{met}} = 1$	$u_{\text{ini}} = 10,22 \text{ [m/s]}$	$u_{m,\text{gases}} = 0,0003861 \text{ [kg/s]}$	$u_{m,\text{met}} = 0,0001675 \text{ [kg/s]}$
$\dot{V} = 0,0003301 \text{ [m}^3\text{/s]}$	$\dot{V}_{\text{gases}} = 0,009783 \text{ [m}^3\text{/s]}$	$v_{\text{gases}} = 11,44 \text{ [m/s]}$	$v_{\text{met}} = 2,487 \text{ [m/s]}$	

Figura D.20: Janela de soluções do EES - dimensionamento do permutador fase gasosa.

D.4 Cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metanol

O cálculo deste coeficiente foi um processo iterativo, isto é, começou-se com um valor deste coeficiente e usando as equações apresentadas na secção D.2 deste anexo calculou-se um valor do comprimento do permutador. De seguida, o valor do comprimento foi usado nas equações da correlação de Shah, apresentada no capítulo 4, repetindo este processo até os valores do comprimento e do coeficiente convergirem.

As equações, da correlação, que foram introduzidas no EES para determinar o coeficiente de convecção estão apresentadas nas figuras D.21, D.22 e D.23 e a solução das equações na figura D.24.

```
Function psix(Bo; N; F)
  Função que determina qual os números adimensionais PSI calcular, em função do parâmetro N
  If (N > 1) Then
    If (Bo > 0,00003) Then
       $\psi_x := 230 \cdot Bo^{0,5}$ 
    Else
       $\psi_x := 1 + 46 \cdot Bo^{0,5}$ 
    Endif
  Else
    If (N > 0,1) Then
       $\psi_x := F \cdot Bo^{0,5} \cdot \exp(2,74 \cdot N^{-0,1})$ 
    Else
       $\psi_x := F \cdot Bo^{0,5} \cdot \exp(2,47 \cdot N^{-0,145})$ 
    Endif
  End psix

Procedure compare( $\Psi_{cb}$ ;  $\Psi_{nbbs}$ ;  $\Psi$ )
  Função que escolhe o máximo entre dois valores de PSI
  If ( $\Psi_{cb} > \Psi_{nbbs}$ ) Then
     $\Psi := \Psi_{cb}$ 
  Else
     $\Psi := \Psi_{nbbs}$ 
```

Figura D.21: Janela das equações formatadas do EES - cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metano, primeira parte.

Procedure **compare** (Ψ_{cb} ; Ψ_{nbbs} ; Ψ)

Função que escolhe o máximo entre dois valores de PSI

If ($\Psi_{cb} > \Psi_{nbbs}$) Then

$\Psi := \Psi_{cb}$

Else

$\Psi := \Psi_{nbbs}$

Endif

End **compare**

$\dot{m} = \frac{3,6}{3600}$ caudal mássico de metanol

$D = 0,013$ diâmetro interior do tubo

$A = 3,142 \cdot \frac{D^2}{4}$ Área da secção

$A_{sup} = 3,142 \cdot L \cdot D$ Área superficial

$P = 321$ Pressão do metanol

$T_{sat} = T_{sat}(\text{Methanol}; P = P)$ Temperatura de saturação do metanol

$\Delta h_{vap} = \text{Enthalpy}_{vaporization}(\text{Methanol}; T = T_{sat})$ Entalpia de vaporização do metanol

$x_{in} = 0$ Título de entrada

$x_{out} = 1$ Título de saída

$\rho_g = \rho(\text{Methanol}; T = T_{sat}; x = x_{out})$ Massa volúmica do metanol à saída

$\rho_l = \rho(\text{Methanol}; T = T_{sat}; x = x_{in})$ Massa volúmica do metanol à entrada

$k_l = k(\text{Methanol}; x = x_{in}; P = P)$ Condutividade térmica do metanol à entrada

$\mu_l = \text{Visc}(\text{Methanol}; x = x_{in}; P = P)$ Viscosidade dinâmica do metanol à entrada

Figura D.22: Janela das equações formatadas do EES - cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metano, segunda parte.

$$Pr_I = Pr(\text{Methanol}; x = x_{in}; P = P) \quad \text{Número de Prandtl do metanol à entrada}$$

$$\dot{Q} = (h(\text{Methanol}; T = T_{sat}; x = x_{out}) - h(\text{Methanol}; T = T_{sat}; x = x_{in})) \cdot \dot{m} \quad \text{Potência necessária para vaporizar o metanol}$$

$$q'' = \frac{\dot{Q}}{A_{sup}} \quad \text{Fluxo de calor}$$

$$G = \frac{\dot{m}}{A} \quad \text{Fluxo de massa}$$

$$Bo = \frac{q''}{G \cdot \Delta h_{vap}} \cdot \left| \frac{1000 \cdot \frac{W}{kW}}{1000 \cdot \frac{J/kg}{kJ/kg}} \right| \quad \text{Número de ebulição}$$

$$Fr_L = \frac{G^2}{\rho_l^2 \cdot 9,807 \frac{[m/s^2]}{D}} \quad \text{Número de Froude, assumindo que todo o fluxo de massa está no estado líquido}$$

$$Co = \left[\frac{1}{x} - 1 \right]^{0,8} \cdot \left[\frac{\rho_g}{\rho_l} \right]^{0,5} \quad \text{Número de convecção}$$

$$h_l = 0,023 \cdot \left[\frac{G \cdot (1 - x) \cdot D}{\mu_l} \right]^{0,8} \cdot Pr_I^{0,4} \cdot \frac{k_l}{D} \quad \text{Coeficiente de transferência de calor superficial da fase líquida}$$

$$N = Co$$

$$\Psi_{nbbs} = \text{psi}_x(Bo; N; F)$$

$$\Psi_{cb} = \frac{1,8}{N^{0,8}}$$

$$F = 14,7$$

$$\text{Call compare}(\Psi_{cb}; \Psi_{nbbs}; \Psi)$$

$$h_{TP} = \Psi \cdot h_l$$

$$L = 0,688 \quad \text{Comprimento da secção do permutador}$$

$$h_{TP, \text{médio}} = \int_{0,0001}^{0,999} (h_{TP}) \, dx \quad \text{Coeficiente de transferência de calor médio}$$

Figura D.23: Janela das equações formatadas do EES - cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metano, última parte.

Unit Settings: SI C kPa kJ mass deg				
A = 0,0001327 [m ²]	A _{sup} = 0,0281 [m ²]	Bo = 0,004724	Co = 0,0002855	D = 0,013 [m]
Δh _{vap} = 1031 [kJ/kg]	F = 14,7	Fr _L = 0,0008739	G = 7,534 [kg/m ² ·s]	h _l = 0,2873 [W/m ² ·K]
h _{TP} = 923,8 [W/m ² ·K]	h _{TP, médio} = 1417 [W/m ² ·K]	k _l = 0,1929 [W/m·K]	L = 0,688 [m]	μ _l = 0,0002403 [kg/m·s]
ṁ = 0,001 [kg/s]	N = 0,0002855	P = 321 [kPa]	Pr _I = 3,916	Ψ = 3215
Ψ _{cb} = 1232	Ψ _{nbbs} = 3215	Ḡ = 1,031 [kW]	q'' = 36685 [W/m ²]	ρ _g = 3,666 [kg/m ³]
ρ _l = 713,7 [kg/m ³]	T _{sat} = 97,49 [C]	x = 0,999	x _{in} = 0	x _{out} = 1

Figura D.24: Janela de soluções do EES - cálculo do coeficiente de convecção durante a vaporização do metanol.

Na equação (4.40) o expoente do parâmetro N é -0,15, mas usando esse expoente existe uma descontinuidade muito grande, como se pode ver pela curva a preto da figura D.25.

Por isso, testou-se a alteração dos expoentes das equações (4.39) e (4.40) e, por

fim, acabou por se escolher a segunda opção, visto que os coeficientes de convecção são inferiores. Deste modo, o valor médio será menor e o dimensionamento feito pelo lado da segurança.

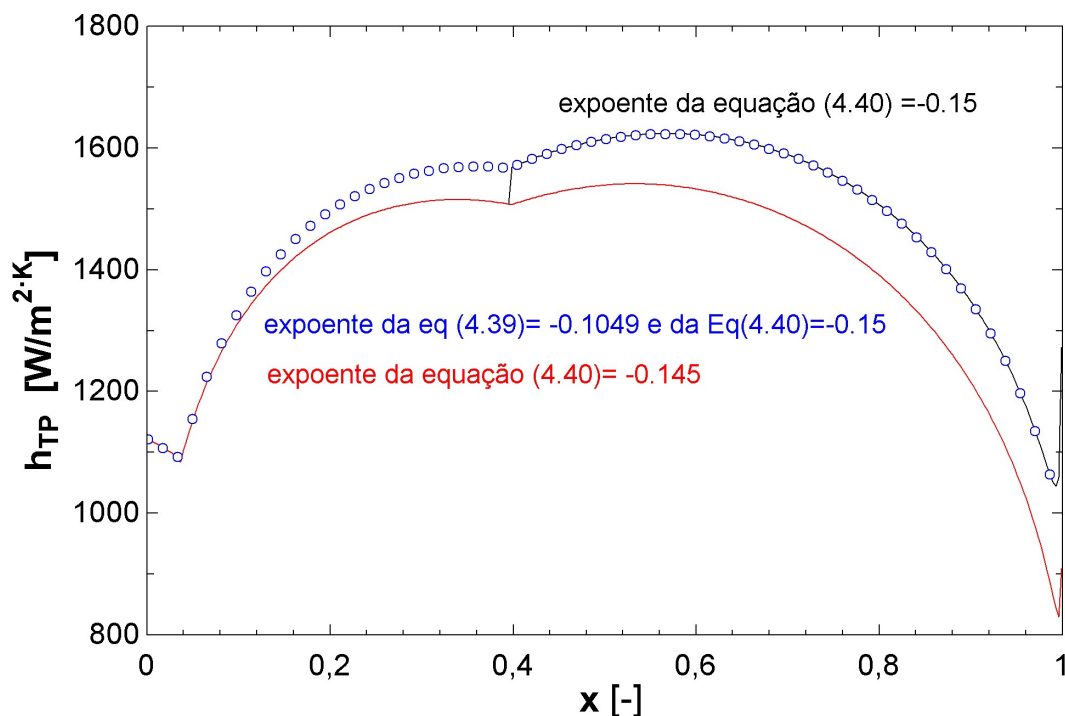


Figura D.25: Gráfico do coeficiente de transferência de calor local bifásico em função do título do metanol.

D.5 Influência das incertezas no comprimento do permutador

Como já foi calculado anteriormente, o caudal mássico de metanol e o caudal mássico dos gases possuem uma certa incerteza, incerteza essa que terá influência nos cálculos de dimensionamento do permutador. Além dessa incerteza, é normal considerar que os coeficientes de convecção possuem um erro, visto que são valores obtidos experimentalmente, por isso, considerou-se que os coeficientes de convecção possuem uma incerteza relativa de 20 %, exceto o coeficiente de convecção do metanol durante a mudança de fase que possui uma incerteza relativa de 25 % [24].

O erro no caudal de metanol está apresentado na tabela A.4 e o erro no caudal dos gases está na tabela 2.9. Considerando as incertezas nos coeficientes de convecção, os erros finais no comprimento na secção do permutador durante a fase líquida,

durante a mudança de fase e durante a fase de vapor do metanol estão apresentados nas figuras D.26, D.27 e D.28, respetivamente.

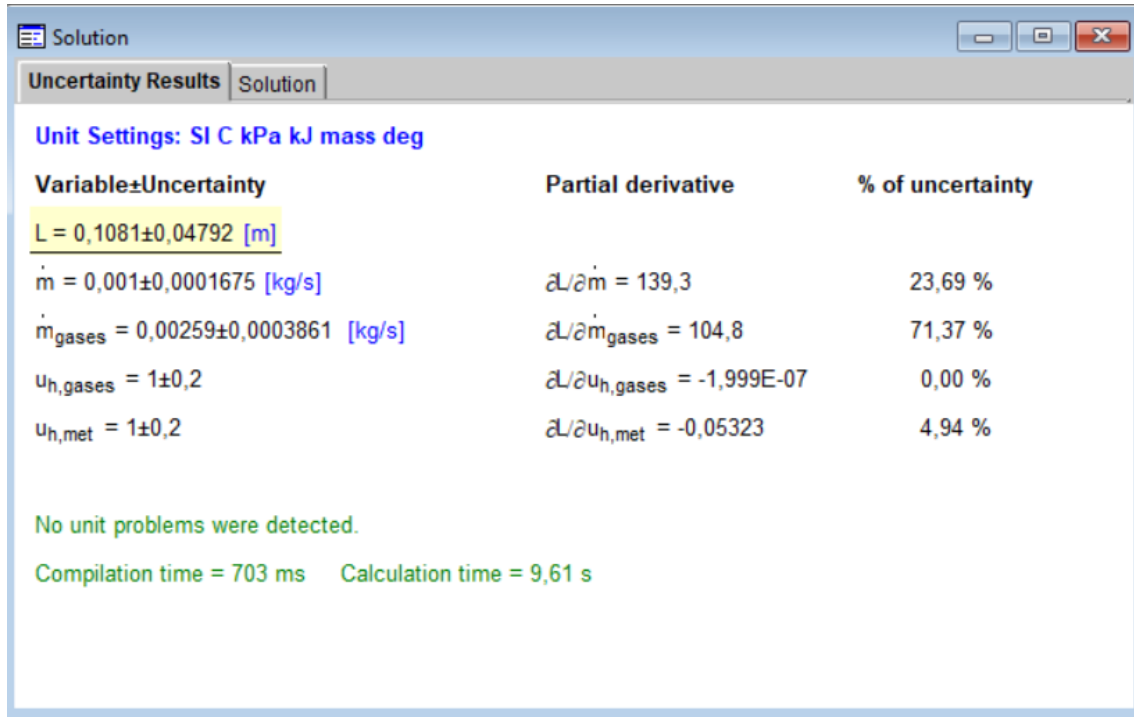


Figura D.26: Incerteza no comprimento na secção do permutador durante a fase líquida do metanol.

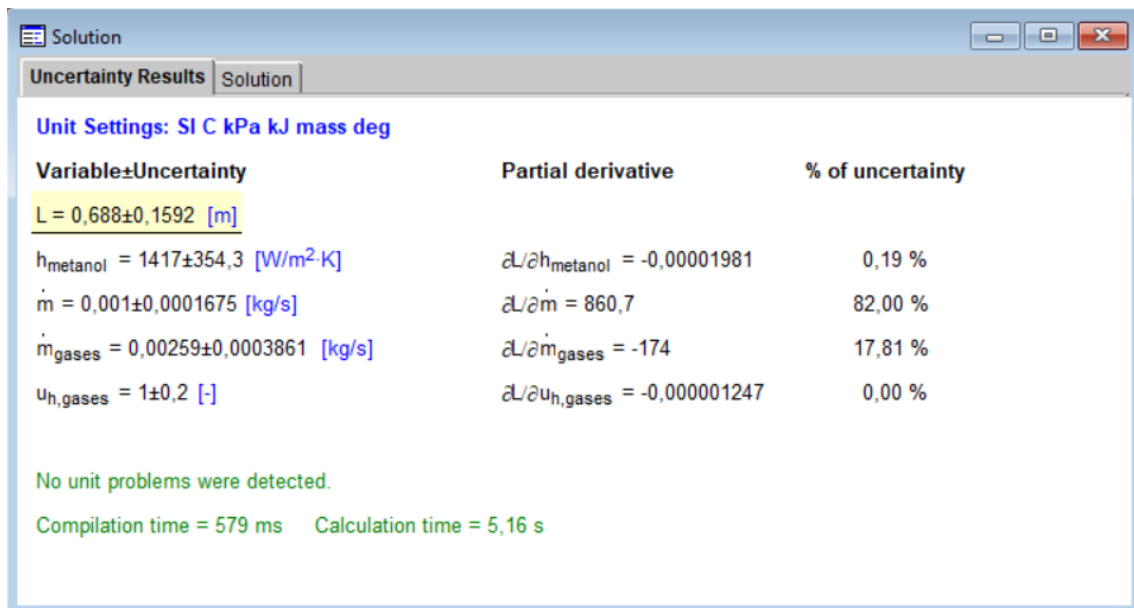


Figura D.27: Incerteza no comprimento na secção do permutador durante a mudança de fase.

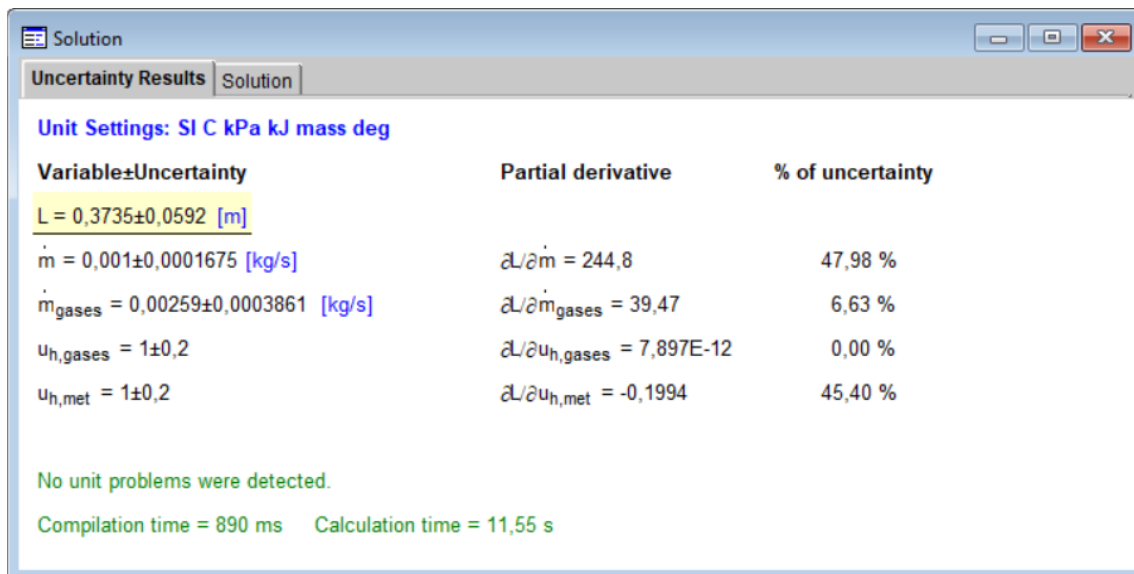


Figura D.28: Incerteza no comprimento na secção do permutador durante a fase de vapor do metanol.

Posto isto, agora que se conhecem as incertezas no comprimento de cada secção do permutador pode-se determinar a incerteza no comprimento total. Na figura D.29 apresenta-se o comprimento total, a sua incerteza e o contributo que cada secção tem nesse valor final.

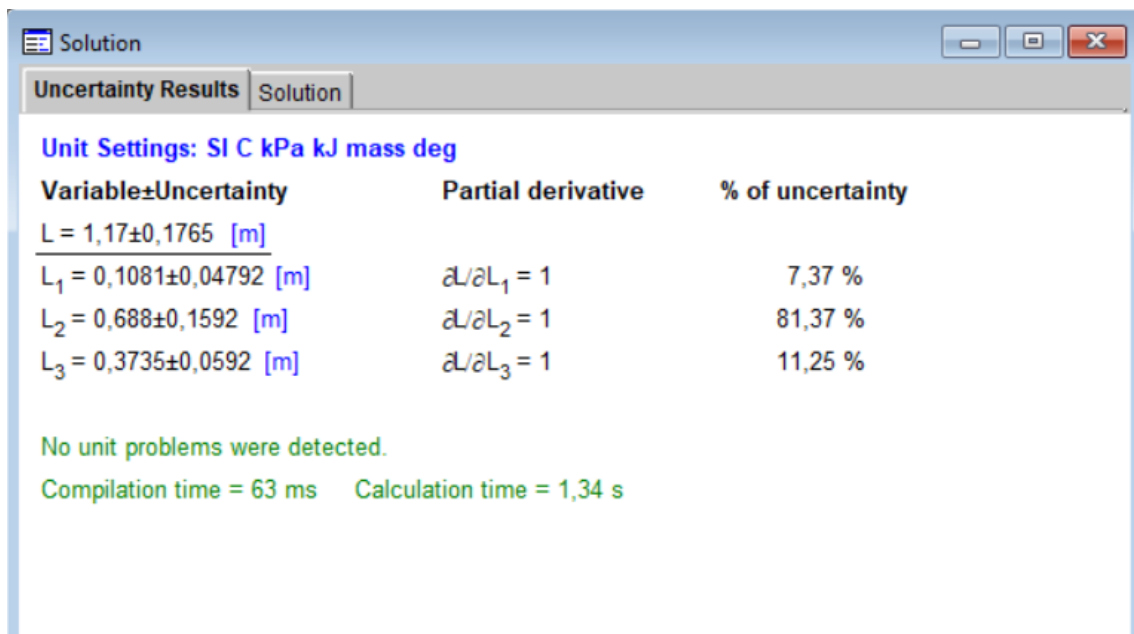


Figura D.29: Incerteza no comprimento total do permutador.

Anexo E

Dimensões de tubos de aço inoxidável

Neste anexo são apresentadas páginas do catálogo da tubinox [11], de onde foi retirada a tabela 4.3.

TUBO DE SOLDAR

		Acabamento Superfície:				*Decapado	*Escovado	*Polido					
		Comprimento:				6000 mm							
		Peso Teórico dos Tubos Kg/m											
Diâmetro Exterior (mm)		Espessura (mm)											
		1	1,25	1,5	1,65	2	2,3	2,5	2,6	3	3,2	3,6	4
6		0,125											
8		0,175											
10		0,225											
12		0,275	0,336	0,394		0,503							
13		0,300	0,367	0,431									
14		0,326	0,399	0,470		0,601							
15		0,351	0,430	0,507									
16		0,376	0,462	0,545	0,593	0,701							
18		0,426	0,524	0,620	0,676	0,801	0,904	0,970					
19		0,451	0,535	0,657	0,697	0,851							
20		0,476	0,587	0,695	0,758	0,901	1,019	1,096	1,133	1,277			
22		0,526	0,625	0,770	0,817	1,002							
23		0,550	0,680	0,806	0,880	1,050							
25		0,601	0,743	0,883	0,965	1,152	1,307	1,409	1,458	1,653			
28		0,676	0,837	0,995	1,089	1,302							
30		0,726	0,900	1,070	1,171	1,402	1,595	1,722	1,784				
32		0,776	0,962	1,146	1,254	1,502	1,710	1,847	1,914	2,178			
33		0,800	0,994	1,183	1,295	1,552							
35		0,851	1,056	1,258	1,378	1,653	1,883	2,035					
38		0,926	1,150	1,371	1,502	1,803	2,056	2,222	2,305	2,629			
40		0,977	1,166	1,446	1,538	1,903	2,171	2,362	2,435	2,779	2,949		
42		1,025	1,275	1,521	1,667	2,003							
43		1,052	1,307	1,559	1,708	2,053	2,344	2,535					
44,5		1,089	1,301	1,615	1,719	2,128		2,629	2,728	3,117			
45		1,102	1,316	1,634	1,739	2,153	2,459	2,661	2,760	3,155	3,349		
50		1,227	1,526	1,822	1,998	2,404	2,747	2,974	3,086	3,531	3,750	4,183	4,607
50,8		1,247	1,551	1,582	2,031	2,444	2,793	3,024	3,138	3,591	3,814	4,255	4,687
51		1,252	1,496	1,859	1,979	2,454	2,805	3,036	3,151	3,606			
52		1,277	1,526	1,897	2,019	2,504	2,862	3,099	3,216	3,681			
53		1,302	1,620	1,934	2,122	2,554	2,920	3,161	3,281	3,756	3,990		
54		1,327	1,651	1,972	2,163	2,604	2,978	3,224	3,346	3,831	4,071		
57		1,402	1,745	2,085	2,287	2,754	3,150	3,412	3,542	4,056	4,311	4,814	5,308
63,5			1,948	2,329	2,555	3,080	3,525	3,819	3,965	4,545	4,832	5,400	5,960
70			2,067	2,573	2,740	3,405	3,899	4,226	4,388	5,033			
73			2,243	2,628	2,944	3,551	4,066	4,408	4,577	5,251	5,586	6,248	6,902
76			2,337	2,795	3,068	3,701	4,239	4,595	4,772	5,477	5,826	6,518	7,202
80			2,465	2,948	3,237	3,906	4,475	4,852	5,039	5,784	6,154	6,887	7,612
83			2,559	3,061	3,361	4,056	4,648	5,039	5,234	6,010	6,394	7,157	7,913
84			2,590	3,099	3,402	4,107	4,705	5,102	5,299	6,085	6,474	7,248	8,013
103				3,812	4,187	5,058	5,800	6,291	6,536	7,512	7,997	8,960	9,916
104				3,850	4,229	5,108	5,857	6,354	6,602	7,587	8,077	9,050	10,016
108				4,000	4,394	5,308	6,087	6,604	6,862	7,888	8,397	9,411	10,417
127				4,714	5,179	6,260	7,182	7,794	8,099	9,315	9,920	11,124	12,320
129				4,789	5,262	6,360	7,297	7,919	8,229	9,465	10,080	11,304	12,520
153				5,726	6,293	7,610		9,481		11,340		13,185	15,019
154						7,612	8,737	9,484	9,857	11,343	12,083	13,558	15,024
156						7,712	8,852	9,609	9,987	11,493	12,244	13,738	15,224
203				7,616	8,372	10,130		12,631		15,120		17,595	20,059
204						10,116	11,616	12,614	13,112	15,099	16,090	18,065	20,032
206						10,216	11,731	12,739	13,242	15,249	16,250	18,245	20,232
253				9,506	10,451	12,650		15,781		22,005			25,009
254						12,620	14,496	15,744	16,367	18,855	20,096	22,572	25,040
255								15,806	16,435	18,930	20,176	22,662	25,140
256						12,720	14,611	15,869	16,497	19,005	20,256	22,752	25,240

TUBO DE SOLDAR

		Aisi:											304, 304L, 316, 316L			
		Acabamento Superfície:											*Decapado *Escovado *Polido			
		Comprimento:											6000 mm			
													Peso Teórico dos Tubos Kg/m			
Diâmetro Exterior (mm)		Espessura (mm)														
		1	1,25	1,5	1,65	2	2,3	2,5	2,6	3	3,2	3,6	4			
303				11,396	12,530	15,170		18,931		22,680		26,415	30,139			
304				11,434	12,571	15,220	17,370	18,874	19,622	22,611	24,103	27,079	30,048			
306						15,224	17,491	18,999	19,753	22,761	24,263	27,260	30,248			
354						17,605	20,228	21,975	22,848	26,333	28,072	31,545	35,010			
406										30,234	32,233	36,226	40,211			
456										33,985	36,234	40,728	45,213			
506										37,736	40,235	45,229	50,214			

Normas de Fabrico:

DIN	17455
DIN	17457

Tolerância de Espessura:

± 10% (T3)	Mínimo ± 0,2mm
± 10% (T3)	Mínimo ± 0,2mm



Tolerância de Fabrico:

Diam. Ext. ≤ 114,3	ISO 1127
Diam. Ext. > 114,3	

Tolerância Diam. Ext.:

± 0,75% (D3)	Mínimo ± 0,3mm
± 1% (D2)	Mínimo ± 0,5mm

Sob Consulta: Preços
Outras Medidas

Anexo F

Características do reservatório de água

As três páginas deste anexo são sobre os reservatórios da Gama SK e ao modelo SK 500-5 ZB, que foi escolhido durante o dimensionamento, retiradas do catálogo da Vulcano [18],



Depósitos de uma serpentina Gamas SK e Waternox 1

SIMPLICIDADE E CONFORTO

Gama SK, opções eficazes na acumulação de A.Q.S.

Os depósitos de acumulação **SK** são indicados para **grandes necessidades de água quente**, e abastecimento em simultâneo, nomeadamente para habitações, escolas, pequenas indústrias, edifícios públicos, balneários desportivos e instalações hoteleiras, entre outros. Esta gama está disponível em **160, 200, 300, 400, 500, 750 e 1000 litros**.

Os depósitos são construídos com materiais da mais alta qualidade, como o aço vitrificado, possuem um isolamento eficaz em espuma rígida de poliuretano e vêm equipados com um ânodo de proteção em magnésio. Uma janela de abertura fácil permite o acesso ao interior para limpeza e manutenção. A grande superfície de aquecimento (serpentina) dos SK faculta uma elevada potência de permuta, o que permite instalá-los também com caldeiras de chão.

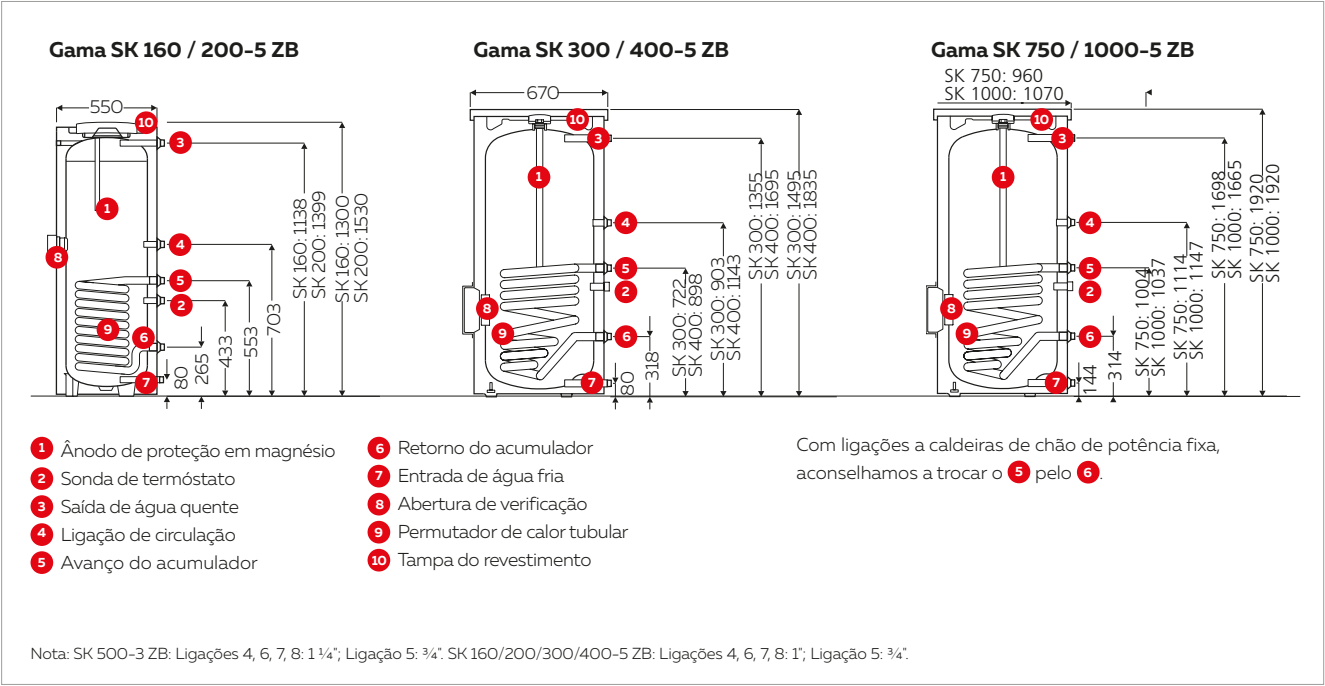
Gama Waternox 1, ideal para espaços de média dimensão

A gama Waternox de uma serpentina é a solução ideal para apartamentos e vivendas de média dimensão. Esta gama é compatível com todas as caldeiras murais e com as soluções solares da Vulcano. Esta gama está disponível em **150, 200, 300, 400 e 500 litros**.

Informação técnica

Dimensões e atravancamentos (medidas em mm)

DEPÓSITOS DE UMA SERPENTINA



Dados técnicos

Depósitos de uma serpentina

Gama SK		SK 160-5 ZB	SK 200-5 ZB	SK 300-5 ZB	SK 400-5 ZB
Classificação Energética A.Q.S.					
Escala ErP		A* → F	A* → F	A* → F	A* → F
Características Gerais					
Volume útil	litros	157	199	300	381
Dimensões					
Altura	mm	1300	1530	1495	1835
Diâmetro ou Larg.xProf.	mm	550	550	670	670
Isolamento					
Espessura Isolamento	mm	50	50	50	50
Condutibilidade Térmica	λW/m.K	0.022	0.022	0.022	0.022
Espessura Equivalente*	mm	90	90	90	90
Permutador Superior					
Tipo		Serpentina	Serpentina	Serpentina	Serpentina
Volume da serpentina	litros	6	6	8.8	12.1
Superfície de permuta	m²	0.9	0.9	1.3	1.8
Potência máx. de permuta	kW	31.5	31.5	36.5	56
Outras Características					
Peso em vazio	kg	74	84	105	119
Temperatura máxima de acumulação de A.Q.S.	°C	95	95	95	95
Pressão máxima do serviço de A.Q.S.	bar	10	10	10	10

* Espessura de acordo com RSECE.

Gama SK		SK 500-5 ZB	SK 750-5 ZB	SK 1000-5 ZB
Classificação Energética A.Q.S.				
Escala ErP		A* → F	A* → F	A* → F
Características Gerais				
Volume útil	litros	500	740	960
Dimensões				
Altura	mm	1870	1940	1940
Diâmetro ou Larg.xProf.	mm	850	950	1060
Isolamento				
Espessura Isolamento	mm	60	70	70
Condutibilidade Térmica	λW/m.K	0.024	0.024	0.024
Espessura Equivalente*	mm	100	117	117
Permutador Superior				
Tipo		Serpentina	Serpentina	Serpentina
Volume da serpentina	litros	17	23.8	29.6
Superfície de permuta	m²	2.2	3	3.7
Potência máx. de permuta	kW	66.4	103.6	111.8
Outras Características				
Peso em vazio	kg	174	241	292
Temperatura máxima de acumulação de A.Q.S.	°C	95	95	95
Pressão máxima do serviço de A.Q.S.	bar	10	10	10

* Espessura de acordo com RSECE.

Nota: A classificação energética indicada pode variar de acordo com cada produto.