

INSTITUTO SUPERIOR DE ENGENHARIA DO PORTO

MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

RAMO OPTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA NA INDÚSTRIA QUÍMICA



Concepção de um Reactor Batch Multifunções

Pedro Miguel Parente Dias Pinheiro

Novembro de 2010

Orientador: Doutora Paula Neto

Co-Orientador: Doutor Alfredo Crispim

Concepção de um Reactor *Batch* Multifunções

Pedro Miguel Parente Dias Pinheiro - 1930220

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química
Ramo Optimização Energética na Indústria Química

Orientador ISEP: Doutora Maria Paula Carvalho Neto Pimenta
Co-orientador ISEP: Doutor Alfredo A. Crispim Ribeiro

Ano Lectivo 2009 / 2010

Esta publicação não pode ser reproduzida nem transmitida, no todo ou em parte, por qualquer processo aleatório, mecânico, fotocópia, gravação ou outros, sem prévia autorização escrita do autor.

Agradecimentos

Aos Doutores Crispim e Paula Neto por toda a disponibilidade e incentivo, assim como, acompanhamento científico durante a realização deste trabalho.

À minha esposa Carla e aos meus dois filhos Sofia e Zé Pedro, pela paciência que demonstraram durante largos meses aquando da minha dedicação à elaboração deste trabalho, mas principalmente pelo carinho, apoio e compreensão.

Resumo

O presente trabalho descreve a concepção e desenvolvimento de um reactor *batch* multifunções para laboratório que permita realizar ensaios a uma escala piloto.

Tendo sido identificadas determinadas premissas à partida, foi possível definir o tipo de reactor e de agitação, os materiais a utilizar, o sistema de aquecimento, o sistema de arrefecimento, e ainda fazer uma breve referência a alguns sistemas de controlo.

As bases teóricas explicitamente expostas configuram os conceitos referentes a materiais, termofluidos, temperaturas, pressões, agitação, e sobretudo transferência de calor.

Foi elaborado o projecto propriamente dito, assim como os respectivos processos auxiliares necessários para a concretização das condições a utilizar nas reacções físico-químicas expectáveis.

Assumindo condições limite de operação, 150°C, concluiu-se que o tempo de aquecimento necessário seria de aproximadamente de 13 minutos para uma situação em que o reactor opera com um meio reaccional aproximado à água e não considerando perdas de calor.

Estudou-se também a eficácia do sistema de arrefecimento em condições “limite” de operação.

Calcularam-se as perdas de calor por convecção e radiação e considerou-se ser de primordial importância a existência de um isolamento térmico para que estas possam diminuir, e até por uma questão de segurança.

O isolamento pode ser feito em lã de vidro.

Apresentam-se possibilidades futuras de continuação deste estudo, do melhoramento deste equipamento, assim como, alterações através das quais possam advir vantagens importantes para a elaboração das reacções que se pretendam.

Palavras-chave: reactores, agitação, transferência de calor.

Abstract

This paper describes the design and development of a multipurpose batch reactor for performing pilot scale tests in a laboratory setting.

Having identified certain assumptions at the outset, it was possible to define the type of reactor and agitation, the materials to be used, the heating system, the cooling system, and still make a brief reference to certain controls.

The concepts relating to materials, thermofluids, temperature, pressure, agitation, and particularly of heat transfer, are configured through the explicitly presented theoretical background material.

As well as the project itself, associated ancillary processes required for achieving the conditions for use in the expected physical and chemical reactions were also elaborated.

Assuming operating boundary conditions of 150 °C, it was concluded that it would take approximately 13 minutes to heat the system to the point where the reactor operates with a reaction medium approximating water, and without considering heat loss.

The effectiveness of the cooling system was also studied at the "limits" of the operating conditions.

Heat loss by convection and radiation was calculated, and the existence of a thermal insulation was considered to be of paramount importance for reducing heat loss, and for safety reasons.

Insulation may be provided using glass wool.

The paper also presents some possibilities for the future continuation of this project, including improvements to the equipment, through which significant advantages may be achieved in the preparation of the desired reactions.

Key Words: reactors, agitation, heat transfer.

Índice Sistemático

1. Introdução.....	1
1.1 Enquadramento.....	1
1.2 Objectivos da Tese.....	1
1.3 Organização da Dissertação.....	2
2. Estado da Arte.....	3
2.1 Reactores de Laboratório.....	3
2.2 Transferência de Calor.....	5
2.2.1 Transferência de Calor em Reactores Agitados.....	6
2.3 Controlo de Temperatura.....	13
2.4 Agitação.....	14
2.5 Materiais.....	15
3. Projecto.....	17
3.1 Problema Objecto.....	17
3.2 Estimativa do tempo necessário ao aquecimento da mistura reaccional A de 20 °C a 150 °C.....	18
3.3 Análise das trocas energéticas no processo.....	23
3.3.1 Análise da capacidade de arrefecimento do “loop”.....	23
3.3.2 Cálculo do calor perdido.....	26
3.4 Descrição do reactor.....	29
4. Resultados.....	31
5. Conclusões e sugestões para trabalhos futuros.....	33
6. Bibliografia.....	35
7. Anexos.....	37
Anexo I - Exemplo de cálculo.....	37
Anexo II - Propriedades do termofluido.....	49
Anexo III - Propriedades da lã de vidro.....	52

Índice de Figuras

Figura 3.1 - Esquema simples da instalação.....	30
Figura 4.1 - Gráfico representativo do tempo de aquecimento de A em função de T_{B_1}	31
Figura 4.2 - Gráfico representativo do calor perdido por convecção e radiação em função de T_{B_1}	32

Índice de Tabelas

Tabela 4.1 - Valores obtidos para h_i , h_e , U_i e tempo de aquecimento.....	31
Tabela 4.2 - Valores obtidos para h_r , h_c e calor perdido por convecção e radiação.....	32
Tabela III.1 - Propriedades físicas da lã de vidro.....	52

Lista de abreviaturas, siglas e símbolos

A	Mistura reaccional
A _e	Área externa de transferência de calor, m ²
A _{esc}	Área perpendicular ao escoamento de B, m ²
A _i	Área interna de transferência de calor, m ²
A _l	Área interna de transferência de calor do “loop”, m ²
A _{ldisp}	Área de transferência de calor do “loop” disponível, m ²
A _{ML}	Área média logarítmica, m ²
A _{pe}	Área de transferência de calor externa da camisa de aquecimento, m ²
A _{peisol}	Área de transferência de calor externa da camisa de aquecimento com isolamento, m ²
a	Constante, adimensional
B	Termofluido Paratherm MG™
b	Constante, adimensional
Cp _A	Calor específico de A, J / (Kg.K)
Cp _{ar}	Calor específico do Ar, J / (Kg.K)
Cp _B	Calor específico de B, J / (Kg.K)
Da	Diâmetro do agitador, m
De	Diâmetro externo da camisa de aquecimento, m
Di	Diâmetro interno da camisa de aquecimento, m
DI	Diâmetro externo do reactor com isolante, m
de	Diâmetro externo do reactor, m
di	Diâmetro interno do reactor, m
d _{il}	Diâmetro interno do “loop”, m
d _{eq}	Diâmetro equivalente da camisa de aquecimento, m
g	Aceleração da gravidade, 9,8 m / s ²
H	Altura do reactor, m

h_c	Coeficiente de transferência de calor por convecção, $W / (m^2.K)$
h_{comb}	Coeficiente de transferência de calor combinado, $W / (m^2.K)$
h_e	Coeficiente individual de transferência de calor externo, $W / (m^2.K)$
h_e^{corr}	Coeficiente individual de transferência de calor externo corrigido, $W / (m^2.K)$
h_i	Coeficiente individual de transferência de calor interno, $W / (m^2.K)$
h_l	Coeficiente individual de transferência de calor para o interior do sistema de arrefecimento, $W / (m^2.K)$
h_r	Coeficiente de transferência de calor por radiação, $W / (m^2.K)$
K	Condutividade térmica, $W / (m.K)$
K_A	Condutividade térmica de A, $W / (m.K)$
K_{ar}	Condutividade térmica do Ar, $W / (m.K)$
K_B	Condutividade térmica de B, $W / (m.K)$
K_C	Condutividade térmica do Aço-inox, $W / (m.K)$
K_{isol}	Condutividade térmica do Isolante, $W / (m.K)$
L_l	Comprimento do "loop", m
m	Constante, adimensional
m_A	Massa de A, Kg
M_B	Caudal mássico de B, Kg / s
m_l	Caudal mássico no sistema de arrefecimento, Kg / s
N	Velocidade rotacional do agitador, rot./ s
Nu	Número de Nusselt, adimensional
Pr	Número de Prandtl, adimensional
Pr_A	Número de Prandtl de A, adimensional
Pr_{ar}	Número de Prandtl do Ar, adimensional
Pr_B	Número de Prandtl de B, adimensional
q_A	Calor recebido por A, W

q_B	Calor cedido por B, W
q_{per}	Calor perdido por convecção e radiação, W
$q_{perisol}$	Calor perdido por convecção e radiação com isolamento, W
r_{crit}	Raio crítico, m
Re	Número de Reynolds, adimensional
t	Tempo, s
TA	Temperatura de A, °C
TA ₁	Temperatura inicial de A, °C
TA ₂	Temperatura final de A, °C
TA _{med}	Temperatura média de A, °C
TB ₁	Temperatura de entrada de B, °C
TB ₂	Temperatura de saída de B, °C
TB _{med}	Temperatura média de B, °C
T _{sl}	Temperatura de saída do termofluido do “loop”, K
T _{pe}	Temperatura da parede exterior do isolamento, K
T _{viz}	Temperatura da vizinhança, K
Ui	Coeficiente global de transferência de calor baseado na área interna, W / (m ² .K)
U _{il}	Coeficiente global de transferência de calor para o sistema de arrefecimento, W / (m ² .K)
V	Volume do reactor, m ³
v _B	Velocidade de escoamento de B, m / s
v _L	Velocidade de escoamento de B no “loop”, m / s

Letras Gregas:

μ	Viscosidade, Pa.s
μ_A	Viscosidade de A, Pa.s
μ_{ar}	Viscosidade do Ar, Pa.s
μ_B	Viscosidade de B, Pa.s

μ_{wA}	Viscosidade de A à temperatura da parede, Pa.s
μ_w	Viscosidade à temperatura da parede, Pa.s
β_{ar}	Coeficiente de expansão volumétrica do Ar, K^{-1}
Δr	Diferença entre r_e e r_i , m
ΔT_{comb}	Diferença de temperatura entre T_{pe} e T_{viz} , K
ΔT_{LM}	Diferença de temperatura média logarítmica, K
ΔT_{MLI}	Diferença de temperatura média logarítmica no "loop", K
ΔT_{min}	Diferença de temperatura entre T_{B_2} e T_{A_2} , K
ΔT_{per}	Diferença de temperatura entre $T_{B_{med}}$ e T_{viz} , K
ε	Emissividade do Ar, adimensional
ε_c	Emissividade do aço - inox, adimensional
ρ_A	Densidade de A, Kg / m^3
ρ_{ar}	Densidade do Ar, Kg / m^3
ρ_B	Densidade de B, Kg / m^3
σ	Constante de Stefan-Boltzmann, $W / (m^2.K^4)$

1. Introdução

1.1 Enquadramento

De uma maneira geral, pode dizer-se que a Engenharia Química é uma área científica em que a experimentação assume uma importância vital. Diversos processos que envolvem reacções químicas requerem experiências a nível laboratorial à escala piloto muito antes de se conseguir especificá-los de uma forma definitiva.

De entre os mais variados equipamentos que se utilizam nos processos químicos, os reactores serão provavelmente aqueles que mais dificilmente se conseguirão pré-definir na teoria e também de concretizar em termos experimentais, devido à grande variedade e tipo de reacções e de meios reaccionais possíveis de encontrar.

Os reactores poderão configurar vários tipos de geometria, várias formas de agitação, diferentes formas de carga e descarga da amostra reagente assim como de abertura e fecho da câmara de reacção, movimento dos agitadores, vários tipos de materiais empregues, diferentes meios reaccionais, etc.. A sua concepção deverá ter em conta todas estas considerações e poderá ser fácil quando se sabe exactamente o que se pretende tratar no reactor ou muito complexa quando o reactor poderá ser utilizado para diversos fins e com diferentes meios reaccionais.

Assim, ganhou corpo a ideia de conceber um reactor que pudesse ser utilizado com diferentes meios reaccionais: líquidos, pastas, misturas de fases sólidas com líquidas, etc.. Simultaneamente, este reactor poderia ser utilizado para outras funções como: concentrar uma solução ou mesmo promover a separação de diferentes fases após reacção.

1.2 Objectivos da Tese

Neste trabalho, pretende-se conceber um reactor *batch* multifunções capaz de permitir estudos laboratoriais de suspensões em água, dentro de determinadas condições de operação definidas à partida. Pretende-se também, que este projecto sendo concretizado, sirva como instrumento de produção de dados experimentais dentro de um projecto de investigação e que permita em simultâneo concentrar soluções ou mesmo separar diferentes fases pós reacção.

O estudo será feito para uma reacção química genérica endotérmica ou exotérmica.

1.3 Organização da Dissertação

A tese está organizada da seguinte forma:

Num primeiro capítulo faz-se uma ligeira introdução estabelecendo o que se pretende atingir.

Num segundo capítulo descreve-se o estado da arte face ao que se tem vindo a fazer nesta área e aos conhecimentos necessários para atingir os objectivos pretendidos.

Num terceiro capítulo descreve-se a metodologia de concepção do equipamento.

Num quarto capítulo apresentam-se resultados e esquema da instalação.

Num quinto capítulo apresentam-se as conclusões e sugestões de melhoria do equipamento e trabalhos futuros.

2. Estado da Arte

2.1 Reactores de Laboratório

Ao longo das últimas décadas, o estudo e o conhecimento científico sobre as reacções químicas e as suas respectivas aplicações industriais evoluiu de forma excepcional. Na verdade, os aspectos de ordem prática referentes à execução destas reacções, aquando da transmissão do conhecimento às gerações vindouras de técnicos para esta área científica, apresentam ainda questões importantes e incontornáveis como a segurança de operação. Efectivamente, a necessidade de controlar as temperaturas e pressões de operação, que por vezes atingem valores de ordem razoavelmente elevada, constituem mesmo aspectos críticos que carecem em absoluto de uma necessidade objectiva de segurança na respectiva operação.

Actualmente, existem programas informáticos comumente designados de *software* que simulando as condições de um laboratório, permitem complementar o estudo da Engenharia das Reacções Químicas em ambiente seguro e prático, constituindo importantes ferramentas para a transmissão do conhecimento científico. Exemplo deste tipo de aplicação é o programa *Reactor Lab* desenvolvido pelo Prof. Richard K. Herz do Programa de Engenharia Química do Departamento de Engenharia Mecânica e Aeroespacial da Universidade da Califórnia (Bauer). Este programa é composto por uma série de laboratórios virtuais que permitem a realização de simulações de reacções e utilização de diferentes tipos de reactores, onde experiências podem ser realizadas e os dados obtidos poderão sofrer posterior tratamento em programas generalistas como: *Excel*, *Matlab*, *Polymath*. De uma forma sucinta pode-se referir que estes laboratórios virtuais apresentam dois módulos, um primeiro designado de *regular* que é utilizado pelo aluno e serve para demonstrar o comportamento dos reactores, e um segundo designado de *quiz* onde será feita a avaliação do respectivo aluno.

Nestas simulações podem estudar-se parâmetros como o comportamento cinético de reacções reversíveis e irreversíveis em diferentes tipos de reactor: ideais (ex: batch) isotérmicos, com volume constante e variável, pressão variável, etc.. Estudam-se também tempos de residência ou reacções isotérmicas em reactores catalíticos, entre outras.

Em suma, é possível constatar que este tipo de *software* constitui uma ferramenta para o estudo das reacções químicas em condições seguras e rápidas promovendo uma adequada interacção teórico-prática destas questões.

A necessidade do estudo a nível laboratorial das reacções químicas levou ao desenvolvimento de reactores de laboratório com multi-funcionalidades e flexibilidades de operação permitindo de forma tecnicamente competente perceber as condições de operação ideais assim como melhorar a eficiência num processo de desenvolvimento a nível laboratorial. Um exemplo é o LARA TM - *Controlled Lab Reactor* (Radleys, 2010). Na verdade, este tipo de estrutura apresenta benefícios como: reprodutibilidade de processos, acessibilidade, aumentos de produtividades e facilidade de utilização, em aplicações do tipo: optimização de processos, desenvolvimento de métodos, estudos de cristalização e calorimétricos, processos scale-up, sínteses em larga escala, etc. De uma forma prática pode referir-se que o conceito que esteve na génese na construção deste tipo de equipamento foi o desenvolvimento de um sistema de controlo de um reactor de laboratório que fosse flexível, acessível e fácil de usar. O principal objectivo constitui a possibilidade de numa forma mais acessível poder-se reduzir tempo e dinheiro no estudo da automação de processos. Apresenta características mecânicas que incorporam por ex: um sistema de “clamp” para fixar o vaso reactor num mecanismo que permita a agitação e que esta se encontre devidamente alinhada, possua um sistema de fácil troca de vasos, possibilite a conexão de diferentes tipos de sensores, etc. Possui também um *software* interactivo de fácil acesso e utilização que permite por exemplo: fazer um *pré-run* ao equipamento verificando a ocorrência de erros ou a boa comunicação dos processos, a interacção com os outros equipamentos do laboratório de forma a escrever ou importar dados experimentais, criar novos circuitos de regulação de parâmetros de funcionamento, ser utilizado por diferentes pessoas em simultâneo com acessos diferenciados pelos vários utilizadores através de diferentes níveis de permissão, etc. Esta aplicação é de tal maneira tecnicamente evoluída que possui inclusive apoio técnico diferenciado ou mesmo protocolos de manutenção ao equipamento.

Na verdade, no dimensionamento de reactores para utilização laboratorial é importante que aspectos de design ou performance de agitação sejam equacionados de forma eficiente. Normalmente, usam-se geometrias esféricas/cilíndricas de forma a favorecer a transferência de calor e a agitação dos reagentes. Os aspectos relacionados com a transferência de calor são de extrema importância na concepção deste tipo de equipamento sendo que o sistema de aquecimento ou arrefecimento é primordial.

2.2 Transferência de Calor

Do estudo da Termodinâmica, sabe-se que o calor é a energia em trânsito que tem lugar como resultado das interações entre um sistema e a sua envolvente quando submetida a uma diferença de temperaturas. Também se sabe que a Termodinâmica Clássica trata sistemas em equilíbrio, de forma que pode definir a quantidade de energia requerida para que um determinado sistema passe de um estado de equilíbrio a um outro estado de equilíbrio, contudo não poderá definir quão rápido poderá ocorrer esta troca, posto que o sistema não estará em equilíbrio durante o processo.

É exactamente neste ponto que a Transferência de Calor complementa a Termodinâmica e nos permite recolher informação sobre a natureza das interações entre um sistema e a sua envolvente e sobre a velocidade com que as ditas interações ocorrem. Como exemplo prático poderemos apresentar a existência de uma barra de metal que se arrefece ao submergir numa tina com água a temperatura inferior. A Termodinâmica poderá ser utilizada para se encontrar a temperatura de equilíbrio final do sistema, contudo não informará sobre o tempo necessário para atingir esse equilíbrio. Já a Transferência de Calor poderá informar-nos sobre a temperatura da barra e da água em função do tempo decorrido.

Em suma, o primeiro princípio permite realizar balanços de energia a um sistema, quantificando a energia acumulada nele a partir do conhecimento das energias que entram e saem desse sistema e da energia térmica gerada por conversão por outras formas de energia tais como: química, eléctrica, electromagnética ou nuclear. O segundo princípio especifica o sentido da transferência de calor, indicando que o fluxo de calor se produz no sentido das temperaturas decrescentes. Por último a ciência da transferência de calor apresenta regras experimentais adicionais muito simples que permitem quantificar a velocidade com a qual ocorre a transferência de calor em termos do grau de desequilíbrio térmico.

Existem três formas de transferência de calor: condução, convecção e radiação. Cada uma destas formas é passível de estudo específico e separado, contudo na maioria das aplicações de engenharia resultam na combinação das três formas.

Condução: é um mecanismo de transferência de calor que ocorre através de um material estacionário, tal como um sólido ou um fluido, em repouso. Este tipo de transmissão não envolve um movimento relativo das partículas do corpo e portanto

define-se como difusão de energia devida a um movimento molecular aleatório e à presença ou não de electrões livres (Coulson, 1986).

Convecção: é um mecanismo de transferência de calor que ocorre devido ao movimento global da massa de um fluido das zonas quentes para as zonas frias. Fisicamente pode entender-se como um prolongamento da condução, na medida que contempla uma difusão de energia devida a um movimento molecular aleatório, acrescentando uma outra difusão devida a um movimento em todo o volume. Por sua vez a convecção pode ser classificada como forçada ou natural, caso se utilizem ou não meios mecânicos, como bombas, ventiladores, etc..

Radiação: é um mecanismo de transferência de calor que se baseia na propagação de ondas electromagnéticas como resultado da alteração das configurações electrónicas dos átomos ou moléculas. Este mecanismo ocorre nos sólidos, líquidos e gases, pois na verdade todos os corpos acima do zero absoluto emitem ondas electromagnéticas com comprimentos de onda que se situam na gama da radiação térmica ($0,1 < \lambda (\mu\text{m}) < 100$).

2.2.1 Transferência de Calor em Reactores Agitados

O mecanismo de vasos agitados consiste num dos itens de equipamento mais utilizados na indústria química em geral. Na verdade grande parte dos processos químicos e biológicos ocorrem mesmo neste tipo de estruturas. Normalmente usam-se vasos cilíndricos onde se colocam impulsores de agitação colocados sobre um eixo que funciona com alimentação eléctrica. Os agitadores que normalmente também se designam por misturadores, são equipamentos dotados de pás, palhetas ou lâminas que ao girarem produzem um melhor contacto dos elementos que constituem a mistura reaccional em maior ou menor uniformidade conforme a conveniência específica. A homogeneidade da mistura reaccional é conseguida pelo cisalhamento desta, através dos movimentos de vórtice e turbilhamentos causados pelo elemento girante. Também é possível utilizar-se anteparos por forma a tornar mais eficiente o processo de uniformização da agitação podendo inclusivamente optar-se por escoamentos do tipo radial ou axial.

Muitas vezes torna-se necessário aquecer ou arrefecer a mistura reaccional no reactor com agitação. Por vezes, as misturas utilizadas comportam-se como fluidos não newtonianos. Nas reacções batch ocorrem mesmo alterações de temperatura de

forma considerável podendo alterar as propriedades físicas da matéria, nomeadamente uma das mais críticas: a viscosidade, acontecendo por exemplo que na reacção de produção da resina fenol-formaldeído a viscosidade inicial é próxima à da água mas depois de uma série de reacções de condensação e polimerização, esta atinge valores muito elevados (Weerts, 1996). Sendo assim, torna-se necessário a redução da temperatura no reactor aquando da reacção.

A forma mais usual de o conseguir consiste em aplicar uma superfície de transferência de calor no tipo:

- camisas de aquecimento / arrefecimento: é anexado ao reactor pelo seu lado exterior uma “camisa” onde irá circular um fluido frio ou quente conforme a pretensão;
- serpentinas tubulares imersas na mistura reaccional: que permitem vantagens como aumento de fenómenos de turbulência no interior do vaso reactor.

Na utilização de reactores batch, a transferência de calor é normalmente requerida por dois principais interesses: redução de temperatura no interior do reactor antes da descarga do produto da reacção, e aumento e manutenção da temperatura do conteúdo do reactor para a prossecução do nível da reacção.

Já existem na bibliografia (Mohan *et al*, 1992) valores empíricos para o coeficiente global de transferência de calor para vasos agitados com diferentes estados de aquecimento/arrefecimento. Contudo, estes valores apenas servem de guia pois por exemplo para reacções com altos valores de viscosidades de líquidos e baixo nível de agitação o coeficiente global de transferência de calor apresenta valores muito baixos.

O processo de transferência de calor nestes reactores processa-se em três passos distintos: convecção entre a mistura reaccional e a parede interior do reactor, condução ao longo da espessura da parede do reactor e convecção entre a parede exterior do reactor e o fluido de aquecimento / arrefecimento. O passo que possuir menor coeficiente individual de transferência de calor limitará a taxa de transferência de calor global.

A adequação de um processo de transferência de calor num vaso agitado é dependente de uma série de parâmetros geométricos como: forma do reactor, interior do mesmo, tipo e dimensão dos agitadores, etc. Contudo, inúmeras correlações têm sido propostas em termos de literatura científica incluindo as alterações que as questões geométricas apresentadas anteriormente poderão proporcionar.

Efectivamente poder-se-á considerar que a utilização de uma camisa, constituirá mesmo a primeira escolha para processos de aquecimento e/ou arrefecimento de vasos em pequena escala, com controlo simples e eficiente.

A escolha do design da camisa dependerá de factores como: o custo, a necessidade de transferência de calor, limites de pressão, limites de temperatura (não esquecendo que para situações de altas temperaturas ou elevadas diferenças de temperatura entre o reactor e a camisa de aquecimento poderão requerer considerações sobre coeficientes de expansão térmica entre os materiais a utilizar assim como as espessuras de parede mais adequadas).

Existem diferentes tipos de camisas de aquecimento/arrefecimento como: camisa simples, com agitação, em forma de espiral, etc. que possuem diferentes performances em termos de coeficiente de transferência de calor.

Surpreendentemente, a transferência de calor em vasos agitados tem sido menos estudada do que a transferência de massa ao longo das últimas décadas.

Uma das variáveis mais importantes a considerar aquando da elaboração de um projecto de dimensionamento de um reactor com camisa é sem dúvida o tempo necessário ao processo de aquecimento/arrefecimento (Coulson, 1985).

O cálculo de tempo de aquecimento no projecto de um reactor é de importância fundamental de forma a garantir tempos de aquecimento ou arrefecimento aceitáveis que não tornem impraticável a utilização do reactor. O referido tempo pode ser obtido da seguinte forma:

1) um balanço de energia à mistura reaccional A em estado não estacionário:

$$\frac{dQ}{dt} = m_A * C_{pA} * \frac{dT_A}{dt} \quad \text{Eq. 1}$$

2) uma equação de projecto para o reactor:

$$\frac{dQ}{dt} = U * A * \frac{T_{B2} - T_{B1}}{\ln [(T_A - T_{B1}) / (T_A - T_{B2})]} \quad \text{Eq. 2}$$

3) um balanço de energia ao fluido de aquecimento B, em estado não estacionário:

$$\frac{dQ}{dt} = - M_B * C_{pB} * (TB_2 - TB_1) \quad \text{Eq. 3}$$

4) após igualar a equação (2) à equação (3) obtém-se uma equação para TB_2 . Igualase em seguida a equação (1) com a (3) e depois de substituir nessa igualdade o resultado obtido para TB_2 , deve-se integrar a equação resultante em ordem ao tempo e à variação da temperatura da mistura reaccional A. É este processo que permite obter a equação final que estima o tempo necessário para aquecer a mistura reaccional. O resultado final é o seguinte:

$$t = \frac{m_A * C_{pA}}{M_B * C_{pB} * [1 - \text{EXP}(- U_i * A_i / (M_B * C_{pB}))]} * \ln ((TA_1 - TB_1) / (TA_2 - TB_1)) \quad \text{Eq. 4}$$

Para o cálculo do referido tempo será necessário conhecer o coeficiente global de transferência de calor U_i , o caudal mássico de B, M_B , e a quantidade de massa no reactor, m_A . A determinação do coeficiente global de transferência de calor é dada pela seguinte equação (Coulson, 1983) e (Kern, 1950).

$$\frac{1}{U_i * A_i} = \frac{1}{h_i * A_i} + \frac{1}{h_e * A_e} + \frac{\Delta r}{K_C * A_{ML}} \quad \text{Eq. 5}$$

Para o cálculo do coeficiente individual de transferência de calor interno, h_i , pode utilizar-se a seguinte correlação (Geankoplis, 2003):

$$\frac{h_i * d_i}{K_A} = a * (Da^2 * N * \rho_A / \mu_A)^b * (Pr_A)^{1/3} * (\mu_A / \mu_{wA})^m \quad \text{Eq. 6}$$

em que, considerando um agitador de lâminas planas com anteparos, os valores de a , b e m são os seguintes:

$$a = 0,74 ; \quad b = 2/3; \quad m = 0,14 \quad \text{se: } 500 < (Da^2 * N * \rho_A / \mu_A) < 3 \times 10^5$$

Nestes cálculos utilizam-se propriedades físicas para a mistura reaccional avaliadas à temperatura média.

Para o cálculo do coeficiente individual de transferência de calor externo, h_e , pode utilizar-se uma das seguintes correlações de convecção forçada no interior de tubagens (Geankoplis, 2003), tendo o cuidado de definir um diâmetro característico, d_{eq} :

$$d_{eq} = 4 * \frac{A_{esc}}{P_m}$$

em que A_{esc} é a área de escoamento e P_m é o perímetro molhado.

Se o regime de escoamento for laminar, as equações a aplicar bem como as restrições que terão de se verificar são:

$$Re < 2\ 100$$

$$Re * Pr * \frac{d_{eq}}{H} > 100$$

$$Nu = \frac{h_e * d_{eq}}{K} = 1,86 * (Re * Pr * d_{eq} / H)^{1/3} * (\mu / \mu_w)^{0,14} \quad \text{Eq. 7}$$

Para o caso de escoamento turbulento ter-se-á:

$$Re > 6\ 000$$

$$0,7 < Pr < 16\ 000$$

$$H / d_{eq} > 60$$

$$\text{Nu} = \frac{h_e * d_{eq}}{K} = 0,027 * \text{Re}^{0,8} * \text{Pr}^{1/3} * (\mu / \mu_w)^{0,14} \quad \text{Eq. 8}$$

No caso de (H / d_{eq}) ser inferior a 60, pode usar-se a mesma correlação (Eq. 8) corrigindo o valor do coeficiente individual de transferência de calor externo obtido (h_e) através da seguinte equação (Geankoplis, 2003):

$$h_e^{\text{corr}} = h_e * [1 + (d_{eq} / H)^{0,7}] \quad 2 < (H / d_{eq}) < 20 \quad \text{Eq. 9}$$

Nesta primeira etapa em que se pretende estimar o tempo necessário ao aquecimento da mistura reaccional, o cálculo do coeficiente global de transferência de calor U_i , será feito tendo em consideração que o regime de escoamento do termofluido é turbulento, pois o que se pretende é que o aquecimento seja o mais rápido possível.

Nestes cálculos utilizam-se as propriedades físicas do termofluido avaliadas à temperatura média de 182,5 °C (Anexo II).

Uma outra questão a considerar relacionada com a transferência de calor é a perda de calor através da parede exterior da camisa do reactor, que pode ser calculada pela seguinte equação:

$$q_{\text{per}} = (h_c + h_r) * A_{pe} * (T_{B_{med}} - T_{viz}) \quad \text{Eq. 10}$$

Onde a temperatura da parede exterior da camisa foi considerada igual à temperatura média do termofluido, $T_{B_{med}}$. Esta aproximação é válida, na medida em que a espessura da parede da camisa é pequena e o material em questão é bom condutor. Por outro lado assumiu-se que a temperatura da envolvente é igual á temperatura do ar.

Os valores de h_c e h_r podem ser calculados de acordo com as seguintes equações (Geankoplis, 2003):

$$h_r = \frac{\varepsilon * \sigma * (T_{B_{med}}^4 - T_{viz}^4)}{T_{B_{med}} - T_{viz}} ; \quad \text{Com } \sigma = 5,676 \times 10^{-8} \text{ W / (m}^2 \cdot \text{K}^4) ; \quad \text{Eq. 11}$$

$$\frac{h_c * H}{K_{ar}} = a * \frac{(H^3 * \rho_{ar}^2 * g * \beta_{ar} * (T_{B_{med}} - T_{viz}) * Pr_{ar})^m}{\mu_{ar}^2} \quad \text{Eq. 12}$$

Face às perdas de calor em questão e até por uma questão de segurança a incorporação de um isolante térmico é sempre uma solução a adoptar. Neste caso a equação a utilizar é a Eq. 10 em que $T_{B_{med}}$ é substituído pela temperatura da parede exterior do isolante, T_{pe} , e a área de transferência de calor será função da espessura do isolante utilizado. Para o cálculo dos coeficientes individuais utilizar-se-á as Eq. 11 e 12 com a mesma substituição referente à temperatura.

Um dos parâmetros que se pode analisar é o raio crítico do isolamento, que é função de uma espessura de isolamento para a qual as perdas são máximas. Deste modo, o mais importante será trabalhar para espessuras que conduzam a raios de isolamento superiores e razoavelmente afastados do raio crítico. Face às dimensões do reactor é de esperar que o raio crítico seja muito inferior ao raio exterior do próprio reactor.

Contudo, este parâmetro pode ser calculado pela seguinte expressão (Geankoplis, 2003):

$$r_{crit} = \frac{K_{isol}}{h_{comb}} ; \quad \text{onde: } h_{comb} = h_r + h_c \quad \text{Eq. 13}$$

2.3 Controlo de Temperatura

Existem diferentes formas de controlo de temperatura nos reactores. Na verdade, aquando da ocorrência de uma reacção num reactor batch, o aquecimento inicial e o subsequente controlo de temperatura sempre constituiu um problema de difícil acompanhamento. O aquecimento inicial da mistura reaccional conjugado com o decorrer da reacção, poderá permitir atingir níveis de calor libertado elevados, o que poderá inclusivamente tornar a reacção instável em breves instantes, pois o calor libertado poderá exceder a capacidade de arrefecimento do reactor. Este problema pode tornar-se sério na medida que poderá afectar a segurança de toda a envolvente ao reactor, assim como propriamente na perda do batch em execução. Sendo assim, um controlo cuidado sobre as alterações de temperaturas ocorridas no reactor e uma minimização da temperatura a ultrapassar torna-se importante e mesmo necessário. Contudo, sob o ponto de vista meramente produtivo, quanto mais rápido for o aquecimento inicial mais eficiente será o processo produtivo. Para isso, é necessário que o controlo estrutural da temperatura no processo seja adequado às necessidades de produção assim como para uma utilização segura e de qualidade e/ou eficiente.

A seu tempo um novo modelo de controlo inicial de temperatura do reactor e subsequente manutenção de temperatura foi apresentado. O controlador foi desenvolvido a partir do *Generic Model Control* (GMC), (Babu *et al*), de forma a providenciar uma efectiva forma de incorporar um modelo de balanços de energia não lineares do reactor e dos aparelhos de troca de calor para o controlador. Também foram apresentados projectos de controladores “*feed*” para modelos que pretendiam transformar um modelo não linear em modelos lineares. Este tipo de controlo designa-se de *Globally Linearizing Control* (GLC), (Babu *et al*), e consiste num controlador estável, pois pequenas variações não produzem alterações significativas ao estado de estabilidade.

O desempenho real destes dois tipos de controlo (GMC e GLC) é possível apreciar aquando na utilização de dois diferentes reactores batch.

Como resumo do estudo acima apresentado, pode dizer-se que o GMC é aconselhado para sistemas em que a variação de set-point de temperatura não é significativa, enquanto que o GLC já é mais adequado para os sistemas em que o set-point varia exponencialmente.

Em suma, a estratégia de controlo baseada no modelo de GMC foi desenvolvida e aplicada para o controlo de temperatura inicial de uma reacção assim como a manutenção subsequente desta temperatura no decurso reaccional. Existe também

um modelo de simulação perfeita do reactor batch usando o GLC através da utilização de equações linearizadas à entrada e saída do controlador.

Estes dois sistemas são considerados muito superiores ao *Dual Control Model* descrito por Shinsky (1979), (Babu *et al*).

2.4 Agitação

A mistura e agitação é uma das operações unitárias menos tratada na engenharia química, sendo a experiência que dita o tipo de agitador a utilizar na maioria das vezes. A agitação é normalmente efectuada por uma das seguintes razões:

- Para promover contacto íntimo entre as substâncias e, assim, uma melhor eficiência da reacção química envolvida;
- Para garantir uma adequada homogeneização da mistura, como por exemplo no caso de preparação de tintas;
- Para melhorar a transferência de calor.

O agitador mais adequado para uma determinada aplicação depende do tipo de mistura requerida, da capacidade do recipiente e das propriedades físicas dos materiais envolvidos, nomeadamente a viscosidade (Macintyre, 1997).

Os processos controlados por mistura turbulenta utilizam turbinas de pás planas, sendo essencialmente dispositivos de fluxo radial. A hélice e a turbina de pás inclinadas são dispositivos de fluxo axial. Para fluidos mais viscosos utilizam-se agitadores de pá, de âncora e de fita helicoidal, normalmente para baixa velocidade (Coulson, 1985). Utilizam-se normalmente anteparos (chicanas) para melhorar a mistura e atenuar problemas de vórtice.

2.5 Materiais

Há muitos factores a considerar na escolha do material a utilizar na construção do equipamento para o processo químico, mas o aspecto que prevalece é, em geral, a aptidão para resistir à corrosão (Coulson, 1983). Entre os vários factores a considerar para um reactor químico, citam-se os seguintes por ordem decrescente de importância:

- Resistência à corrosão
- Resistência mecânica
- Contaminação do meio reaccional
- Efeito das temperaturas sobre as propriedades mecânicas
- Económico

Nesta base podem escolher-se muitos materiais, mas tendo em conta a elevada resistência à corrosão normalmente exigida nos reactores químicos principalmente quando se exige versatilidade do reactor face aos diferentes meios reaccionais que podem ser utilizados, o aço inoxidável tipo 316 será o mais adequado.

3. Projecto

3.1 Problema Objecto

O objectivo deste trabalho é conceber um reactor que permita operar com diferentes meios reaccionais. No entanto, neste caso concreto, e tendo em consideração que algumas das reacções químicas ocorrem em suspensões em água, as propriedades da mistura reaccional para efeitos do estudo de transferência de calor, vão ser aproximadas às da água. Para que a reacção se inicie, considerou-se o aquecimento da mistura reaccional entre a temperatura ambiente e 150 °C. Tendo em consideração estas hipóteses simplificativas, os cálculos serão efectuados com base nas considerações seguintes.

Considerações iniciais:

- Reactor com capacidade de doze litros de volume
- Utilização de amostras líquidas ou em suspensões em água até dez litros de volume
- Pressão de trabalho inferior a 5 bar
- Fácil de abrir e fechar
- Deve contar com agitação
- A agitação deve permitir várias potências e configurações possíveis
- Permitir controlo de temperatura e pressão
- Apoio do reactor estável
- Trabalhar com temperaturas entre os vinte e os cento e cinquenta graus célsius
- Construção simples e sólida
- Material de construção resistente mecânica e quimicamente, e permitir uso seguro pelos utilizadores
- Camisa de aquecimento para circulação do termofluido
- Tubo em U - "loop" imerso na mistura reaccional, para circulação do termofluido, no caso de ser necessário arrefecimento.

Considerações específicas:

- Mistura Reaccional A: aquece de $TA_1 = 20\text{ °C}$ até $TA_2 = 150\text{ °C}$
- Considerou-se as propriedades físicas de A iguais às da água
- Massa de mistura reaccional: $m_A = 10\text{ kg}$
- Termofluído B na camisa: entra a TB_1 e sai a TB_2
- Considerando que se dimensiona para um ΔT_{\min} na saída (entre a mistura A e o termofluído B) = 15 °C , TB_2 terá um valor de 165 °C
- Será feito em estudo para $TB_1 = 200\text{ °C}$, 220 °C , 240 °C e 260 °C , para o qual se determinará h_i , h_e , U_i (baseado em A_i) e o respectivo tempo necessário ao aquecimento da mistura A entre os 20 °C e os 150 °C
- Propriedades físicas de A à temperatura média de 85 °C , [$TA_{\text{med}} = (20 + 150) / 2 = 85\text{ °C}$]
- Termofluído utilizado para o dimensionamento: Paratherm MG™
- Reactor com geometria cilíndrica e com altura igual a duas vezes o diâmetro interno
- Diâmetro do agitador igual a metade do diâmetro interno do reactor
- Velocidade rotacional do agitador $N = (500 / 60)\text{ rot / s}$
- Espessura da parede do reactor = $0,005\text{ m}$
- Espessura da parede da camisa de aquecimento = $0,005\text{ m}$
- Temperatura da vizinhança $T_{\text{viz}} = 20\text{ °C}$
- Dimensões do sistema de arrefecimento (“loop”): $d_{il} = 0,008\text{ m}$; $L_l = 0,9\text{ m}$

3.2 Estimativa do tempo necessário ao aquecimento da mistura reaccional A de 20 °C a 150 °C

Pretende-se estimar o tempo necessário para aquecer uma mistura A inserida dentro de um reactor com camisa de aquecimento e “loop” interior de arrefecimento. Este tempo é uma variável de projecto importante, já que dele depende a eficiência do próprio reactor. Um tempo demasiado alto pode levar à ocorrência de reacções paralelas antes de se atingir a temperatura necessária à reacção principal (Levenspiel, 1926).

Como o aquecimento da mistura reaccional vai ser feito à custa de um termofluido que circula na camisa do reactor, a previsão desse tempo é um problema de estado não estacionário, pelo que se recorrerá à Eq. 4.

No entanto, é necessário antes de tudo conhecer as dimensões do reactor e da camisa de aquecimento.

Dimensões do reactor:

- Reactor cilíndrico com volume $V = 0,012 \text{ m}^3$
- $H = 2 \cdot d_i$
- Espessura da parede do reactor = 0.005 m
- Material da parede – aço inox: $K_c = 16 \text{ W / (m.K)}$

$$0,012 = \pi \cdot r_i^2 \cdot 4 \cdot r_i$$

$$r_i = 0,0985 \text{ m} ; r_e = 0,1035 \text{ m} ; d_i = 0,197 \text{ m} ; d_e = 0,207 \text{ m} ; H = 0,394 \text{ m}$$

Para dimensionar a camisa de aquecimento, considerou-se uma largura anelar de 2 cm.

$$D_i = 0,207 + 2 \cdot 0,02 = 0,247 \text{ m}$$

Determinação do caudal mássico de B (M_B):

Uma vez que se pretende que o aquecimento seja rápido, o escoamento do termofluido será determinado pelo sistema de controlo de maneira a que o caudal de circulação na camisa conduza a valores de número de Reynolds superiores a 6 000. Deste modo e impondo um valor de número de Reynolds de 8 000, obtém-se:

$$Re = 8\,000 = \frac{\rho_B \cdot v_B \cdot d_{eq}}{\mu_B}$$

$$d_{eq} = 4 \cdot \frac{A_{esc}}{P_m} = D_i - d_e = 0,04 \text{ m}$$

$$A_{esc} = \pi \cdot D_i^2 / 4 - \pi \cdot d_e^2 / 4$$

$$A_{esc} = 0,014 \text{ m}^2$$

Com:

$$\rho_B = 680 \text{ Kg / m}^3$$

$$\mu_B = 4,7 \times 10^{-4} \text{ Pa.s}$$

(Anexo II)

$$M_B = v_B \cdot A_{esc} \cdot \rho_B$$

$$M_B = 1,3 \text{ Kg / s}$$

Determinação do coeficiente global de transferência de calor U_i :

A equação que permite determinar o valor de U_i , Eq. 5, foi apresentada anteriormente no estado da arte:

$$\frac{1}{U_i \cdot A_i} = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{1}{h_e \cdot A_e} + \frac{\Delta r}{K_C \cdot A_{ML}} \quad \text{Eq. 5}$$

Para substituição na equação anterior é necessário determinar A_i , A_e , h_i , h_e e A_{ML} , pelas seguintes equações:

$$A_{ML} = \frac{2 * \pi * \Delta r * H}{\ln (r_e / r_i)} = 0,250 \text{ m}^2$$

$$A_i = 2 * \pi * r_i * H = 0,244 \text{ m}^2$$

$$A_e = 2 * \pi * r_e * H = 0,256 \text{ m}^2$$

Determinação do coeficiente individual de transferência de calor interno, h_i :

Utilizou-se a Eq. 6 para o cálculo deste coeficiente desprezando a correcção do termo referente à viscosidade.

O valor obtido nesta situação foi de:

$$h_i = 11\,790 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

O termo referente à correcção da viscosidade do fluido proporcionaria um ligeiro aumento de h_i , contudo para a ordem de grandeza obtida torna-se desprezável essa correcção.

Determinação do coeficiente individual de transferência de calor externo, h_e :

Utilizaram-se as Eq. 8 e 9 para o cálculo e correcção de h_e , onde também foi considerado que o termofluido sai da camisa de aquecimento a $T_{B_2} = 165 \text{ }^\circ\text{C}$. A temperatura de entrada pode assumir os valores de $T_{B_1} = 200 \text{ }^\circ\text{C}$; $220 \text{ }^\circ\text{C}$; $240 \text{ }^\circ\text{C}$ e $260 \text{ }^\circ\text{C}$ e irá certamente influenciar o tempo de aquecimento.

As propriedades físicas relativas ao termofluido encontram-se no anexo II, e são calculadas à temperatura média entre a entrada e saída:

$$T_{B_{med}} = (T_{B_1} + T_{B_2}) / 2$$

Considerou-se também o termo de correcção da viscosidade desprezável. O resultado obtido foi de:

$$h_e = 306,0 \text{ (W / m}^2\text{.K)}$$

Substituindo todos os parâmetros conhecidos e calculados na Eq. 5, obtém-se:

$$U_i = 285,32 \text{ (W / m}^2\text{.K)}$$

Sendo assim, já é possível estimar o tempo de aquecimento necessário para a massa de mistura reaccional. Considerando uma massa de A de 10 kg, a partir da Eq. 4, obtém-se:

$$t = 778,80 \text{ s} = 12,98 \text{ minutos}$$

3.3 Análise das trocas energéticas no processo

3.3.1 Análise da capacidade de arrefecimento do “loop”

Para garantir que a reacção se dê a uma temperatura fixa é preciso um controlo rigoroso da temperatura do meio reaccional. Uma vez que o aquecimento é assegurado pelo escoamento do termofluido através da camisa que envolve o reactor, foi também necessário criar um sistema de arrefecimento para que o próprio sistema de controlo possa actuar de uma forma eficaz. Além disso, a existência destes dois sistemas, de aquecimento e arrefecimento, permitem que o reactor projectado possa ser mais abrangente no que diz respeito à ocorrência de reacções, quer endotérmicas quer exotérmicas.

Estando já os dois sistemas definidos em termos de dimensões (secção 3.1), é agora necessário assegurar que o “loop” instalado tenha uma área de transferência de calor com capacidade para que, em condições “limite” possa absorver toda a energia cedida pelo termofluido que circula na camisa.

Nestas condições “limite” o caudal de termofluido na camisa será concertiza reduzido até ao valor mínimo de zero, mediante o sistema de controlo, e isso vai impôr níveis de escoamento que conduzam a valores do número de Reynolds inferiores a 2 000.

O processo de cálculo será então o seguinte:

➤ Camisa de aquecimento:

- Impôr número de Reynolds igual a 2 000; daqui retira-se $M_B = 0,34 \text{ Kg / s}$

- Calcular h_e pela Eq. 7; $h_e = 72,7 \text{ W / (m}^2\cdot\text{K)}$

- O valor de h_i não é alterado, pois corresponde ao valor obtido para tanques agitados.

- Usando a Eq. 5 para o cálculo de U_i , obtém-se $U_i * A_i = 18,07 \text{ W / K}$.

- Tendo em consideração o valor imposto para a diferença de temperatura do termofluido, pode-se estimar a potência térmica cedida pelo termofluido da camisa, nestas condições de regime laminar:

$$q_B = U_i * A_i * \Delta T_{LM} = 525,84 \text{ W}$$

Esta é a potência que tem que ser absorvida pelo termofluido que circula no “loop”.

➤ “Loop” de arrefecimento:

- Impôr número de Reynolds para assegurar regime turbulento; $Re = 7\ 500$

- Cálculo de $v_L = 5,98 \text{ m / s}$

- Cálculo de $m_l = 0,24 \text{ Kg / s}$

Igualando o valor de q_B obtido à variação de entalpia do fluido de arrefecimento, obtém-se:

$$525,84 = m_l * 2384 * (T_{sl} - 20)$$

$$T_{sl} = 21 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Então, } \Delta T_{MLI} = 129,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

Com o valor de m_l obtido pode-se também estimar o valor de coeficiente de convecção no interior do “loop” - h_l - através da Eq. 8 em regime turbulento, e usando as propriedades físicas do termofluido à temperatura de $20 \text{ }^\circ\text{C}$ (Anexo II), obtém-se:

$$h_l = 2545,9 \text{ W / (m}^2\text{.K)}$$

Desprezando a resistência à condução e considerando o mesmo valor de h_i obtido para tanques agitados, ou seja $h_i = 11\,790 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$, pode obter-se pela Eq. 5 o valor de $U_{i1} = 2\,093,8 \text{ W} / \text{m}^2 \cdot \text{K}$.

Assim pode-se calcular a área de transferência de calor do “loop” e compará-la com a já definida. Tem-se então:

$$525,84 = U_{i1} * A_1 * \Delta T_{MLI}$$

$$A_1 = 1,9 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$A_{\text{disp}} = \pi * d_{\text{il}} * L_1 = \pi * 0,008 * 0,9 = 0,023 \text{ m}^2$$

Como $A_{\text{disp}} \gg A_1$, então o sistema de arrefecimento tem capacidade para absorver toda a energia cedida pela camisa de aquecimento.

3.3.2 Cálculo do calor perdido

É também possível calcular o calor perdido por convecção e radiação a partir da parede exterior da camisa, através da expressão Eq. 10:

$$q_{\text{per}} = (hc + hr) * A_{\text{pe}} * (TB_{\text{med}} - T_{\text{viz}}) \quad \text{Eq. 10}$$

Considerando a espessura da parede da camisa de aquecimento de 5 mm, a emissividade do aço-inox de 0,44, a temperatura da vizinhança $T_{\text{viz}} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$, e $TB_{\text{med}} = 182,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

O valor do hr a partir da Eq. 11 é o seguinte:

$$hr = 0,44 * 5,676 * 10^{-8} * (455,5^4 - 293^4) / (455,5 - 293) = 5,48 \text{ (W / m}^2\text{.K)}$$

O valor de hc, pode ser determinado pela Eq. 12, tendo-se obtido:

$$hc = [(0,0317 * 0,59) / 0,394] * (3,4 * 10^8)^{1/4} = 6,45 \text{ (W / m}^2\text{.K)}$$

Agora, já é possível determinar a totalidade de calor perdido através da Eq. 10:

$$q_{\text{per}} = (6,45 + 5,48) * \pi * 0,257 * 0,394 * (182,5 - 20) = 617 \text{ W}$$

Ao ser colocado isolamento na camisa de aquecimento vai-se aumentar as perdas por radiação e por convecção por efeito do aumento da área exposta, mas como a temperatura do exterior do isolamento diminui, devido à resistência de condução, então este facto permite uma diminuição das perdas de calor.

Para se saber o valor do raio de isolamento acima do qual se deverá trabalhar para garantir a diminuição das perdas de energia deve-se calcular o raio crítico (Geankoplis, 2003) através da Eq. 13. De acordo com os valores já apresentados de h_r e h_c , e considerando um isolante do tipo lã de vidro, com características:

$$K_{\text{isol}} = 0,045 \text{ W / (m.K)} \quad (\text{Anexo III})$$

Obtém-se:

$$r_{\text{crit}} = 0,00377 \text{ m}$$

Como seria de esperar, este valor é muito pequeno e inferior ao raio do próprio reactor. Isto significa que qualquer espessura de isolante que se coloque vai garantir sempre uma diminuição do calor perdido para o exterior.

Calculou-se o calor perdido para o caso de uma placa de isolante com 0,05 m de espessura, cujas propriedades se encontram mencionadas no anexo III.

Admitindo o caso de $T_{\text{pe}} = 304 \text{ K}$ e $T_{\text{viz}} = 293 \text{ K}$, com a emissividade da lã de vidro, $\varepsilon = 0,90$, o valor do coeficiente de transferência de calor por radiação h_r , pode calcular-se novamente pela Eq. 11, resultando:

$$h_r = 5,44 \text{ W / (m}^2\text{.K)}$$

O valor de h_c pode ser calculado utilizando novamente a Eq. 12, com as propriedades do ar à temperatura média (entre T_{pe} e T_{viz}) = 26 °C (Geankoplis, 2003):

$$h_c = 3,50 \text{ W / (m}^2\text{.K)}$$

O calor total perdido pode ser calculando pela Eq. 14

$$q_{\text{perisol}} = (hc + hr) * A_{\text{peisol}} * (T_{\text{Pe}} - T_{\text{viz}}) \quad \text{Eq. 14}$$

Onde, $A_{\text{peisol}} = \pi * DI * H = \pi * 0,357 * 0,394 = 0,442 \text{ m}^2$

$$q_{\text{perisol}} = (5,44 + 3,50) * 0,442 * (31 - 20) = 43,5 \text{ W}$$

Como se depreende pela análise dos valores agora obtidos, efectivamente a quantidade de calor perdido baixa 93%, pelo que se conclui que o isolamento deste reactor é determinante para o uso racional de energia.

Nota: Não obstante de se ter admitido um valor para $T_{\text{pe}} = 304 \text{ K}$, foi realizado um processo iterativo, onde se iguala o calor transferido para o exterior ao calor transferido por condução através do isolante.

O valor obtido convergiu para o valor de 304 K assumido.

Dimensionamento do tanque termoestaticado para o termofluido que circula na camisa de aquecimento:

Face às dimensões da camisa de aquecimento do termofluido verifica-se que a sua capacidade é de cerca de 18 litros. Para o dimensionamento de um tanque de secção rectangular, considerou-se um volume de 35 litros, pelo que as dimensões serão de: altura de 250 mm, largura de 350 mm e comprimento de 400 mm. Este tanque permitirá aquecer o termofluido através de um sistema de resistências eléctricas ligadas a um sistema de controlo.

3.4 Descrição do reactor

O reactor será construído em aço inoxidável tipo 316 de forma a garantir a resistência à corrosão, sendo que tem uma camisa onde circula o fluido de aquecimento. Este fluido mantém-se a uma determinada temperatura, definida função da temperatura de operação do meio reaccional, através de resistências que se encontram no reservatório do referido fluido. Este fluido circula através da camisa por intermédio de uma bomba que é activada sempre que a temperatura do meio reaccional ultrapasse os limites de tolerância definidos no controlador.

Este reactor possui uma tampa superior onde será possível manipular o tipo de agitador a utilizar, dado que foi dimensionado para permitir utilizar várias geometrias de agitadores no sentido de beneficiar em termos de homogeneização e transferência de calor a reacção que no momento esteja a decorrer. Esta tampa também suportará uma entrada para um fluido como por exemplo azoto gás, para que possa fazer-se a pressurização na medida do necessário, assim como, disponha de uma válvula de segurança de sobrepressão a fim de evitar qualquer problema de segurança na utilização normal do reactor.

Contemplará também uma baíña, para que possa ser controlada a temperatura no seio do reactor através de um a sonda do tipo PT 100, que passará a informação a um controlador de temperatura que por sua vez irá actuar no banho termoestático do termofluido de forma a alterar a temperatura de entrada deste na camisa de aquecimento, TB₁.

Todo o sistema poderá estar ligado a um terminal computacional para que possam ir registando variados parâmetros durante o decorrer das reacções que aí se realizam.

O reactor também estará termicamente isolado de forma a minimizar o desperdício de calor para a sua envolvente.

O suporte deste conjunto de equipamento reactor e camisa será do tipo de um tripé triangular, por forma que o sistema se encontre perfeitamente estável na medida que trabalha com diferentes temperaturas e pressões, e assim não pôr em risco os utilizadores do sistema.

Em seguida apresenta-se de uma forma simples um esquema da instalação possível.

Neste esquema, está representado o sistema de arrefecimento “loop” definido previamente para tornar possível a actuação do sistema de controlo. Este sistema encontra-se instalado no interior do próprio reactor.

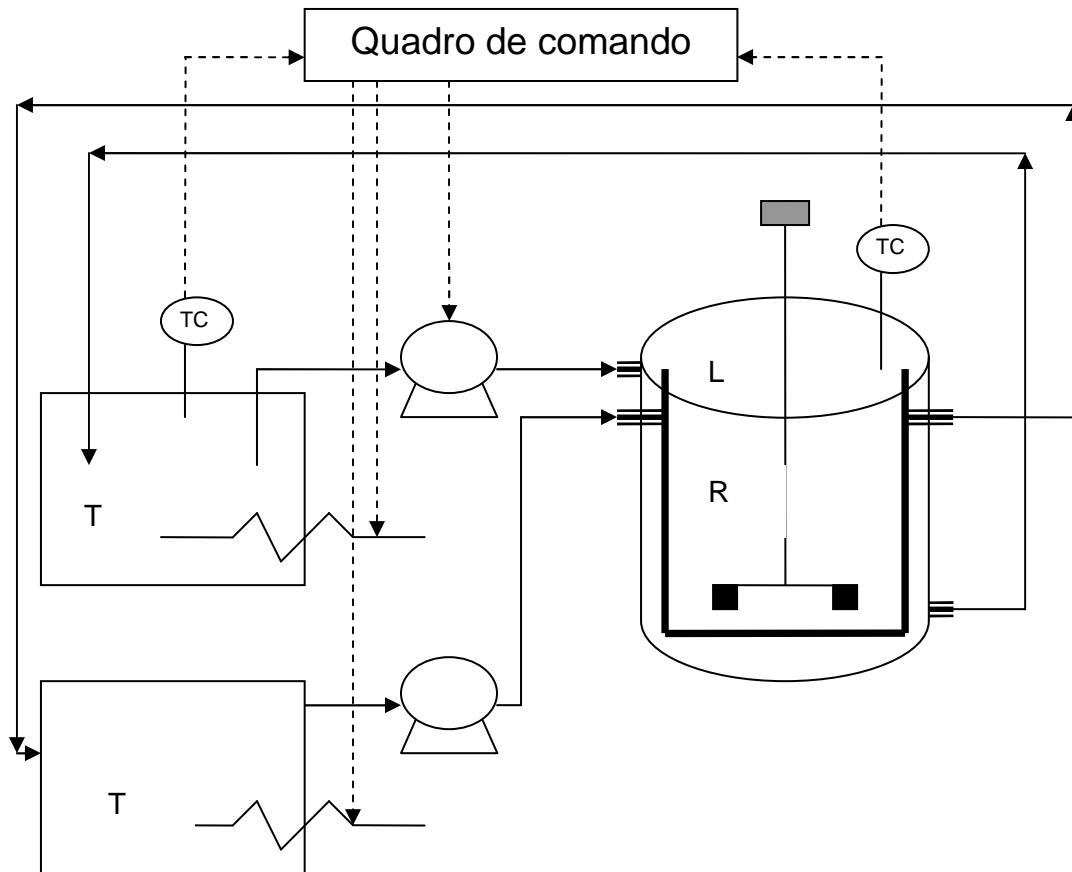


Figura 3.1 - Esquema simples da instalação.

- T – Tanque do fluido térmico
- R – Reactor
- TC – Controlo de temperatura
- L – “loop” de arrefecimento

4. Resultados

De acordo com o principal objectivo do trabalho, projecto de um reactor *batch* multifunções de carácter experimental a nível laboratorial, e de acordo com a importância que possui a avaliação do tempo de aquecimento da mistura reaccional, foram efectuados todos os cálculos necessários à obtenção deste parâmetro. Este tempo de aquecimento depende de vários factores, e foi estudado para diferentes temperaturas de entrada de termofluido, conforme consideração efectuada à priori no ponto 3.1. Sendo assim, apresentam-se na tabela 4.1 os valores obtidos, assim como, os parâmetros dos quais depende.

Tabela 4.1 - Valores obtidos para h_i , h_e , U_i e tempo de aquecimento.

TB_1 (K)	200 °C	220 °C	240 °C	260 °C
h_i (W / m ² .K)	11 790	11 790	11 790	11 790
h_e (W / m ² .K)	306,0	295,9	288,1	281,5
U_i (W / m ² .K)	285,32	276,91	270,37	264,84
t (min)	12,98	10,95	9,55	8,51

A figura 4.1 que de seguida se apresenta, mostra o perfil da variação do tempo de aquecimento em função da temperatura de entrada do termofluido.

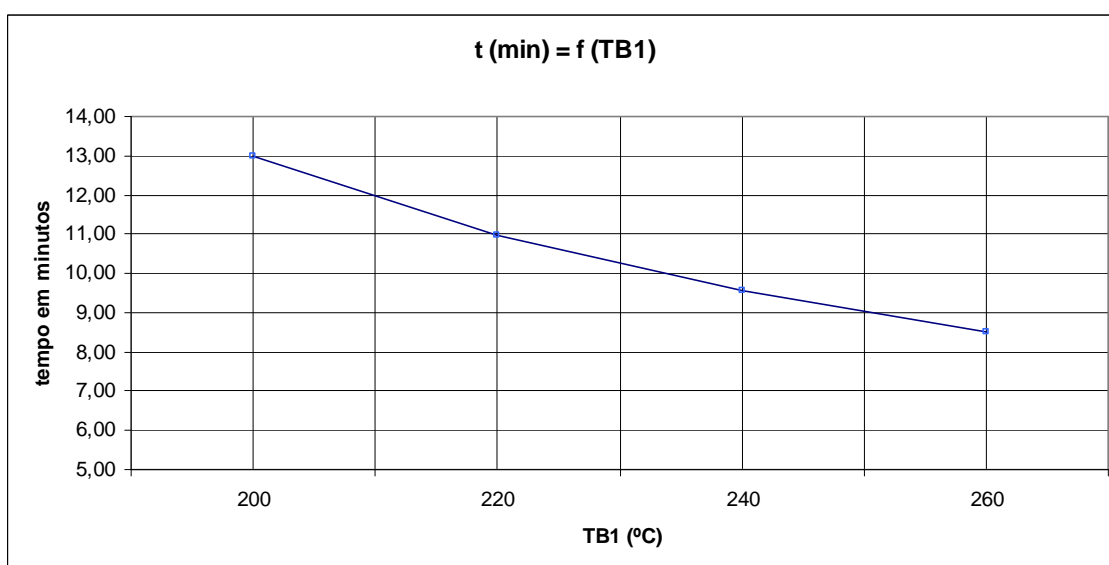


Figura 4.1 - Gráfico representativo do tempo de aquecimento de A em função de TB_1 .

Pelo facto da camisa de aquecimento estar directamente exposta ao ar, seria de esperar perdas de calor para o exterior relativamente elevadas. Estas perdas foram estimadas recorrendo ao cálculo inicial dos coeficientes de transferência de calor por radiação e convecção.

Na tabela 4.2 apresentam-se os valores obtidos em função da temperatura de entrada do termofluido.

Tabela 4.2 - Valores obtidos para h_r , h_c e calor perdido por convecção e radiação.

T_{B_1} (K)	200 °C	220 °C	240 °C	260 °C
h_r (W / m ² .K)	5,48	5,73	5,99	6,25
h_c (W / m ² .K)	6,45	6,53	6,60	6,66
q perdido (W)	617	673	731	791

Foi também elaborado um perfil do calor perdido como função da temperatura de entrada do termofluido, tendo-se obtido o resultado apresentado na figura 4.2.

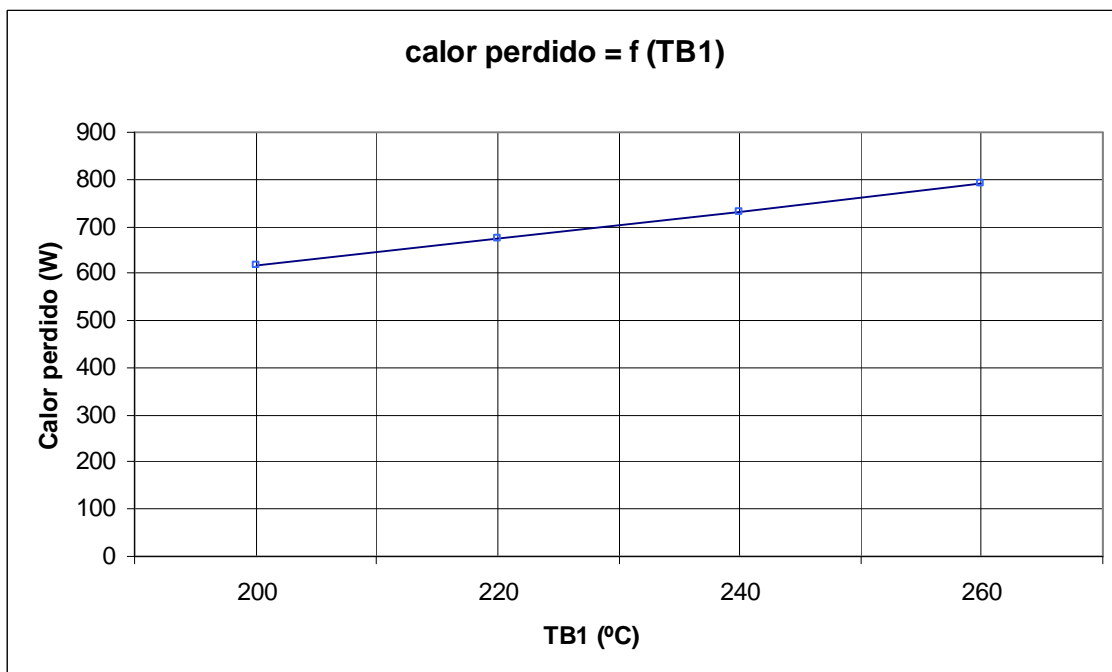


Figura 4.2 - Gráfico representativo do calor perdido por convecção e radiação em função de T_{B_1} .

5. Conclusões e sugestões para trabalhos futuros

De acordo com o objectivo principal do trabalho, foi feito o dimensionamento do reactor *batch* multifunções para tratar uma mistura reaccional de 10 Kg, e de uma camisa de aquecimento onde deve circular um termofluido para permitir o referido aquecimento. Foi também dimensionado um sistema de arrefecimento em forma de “U” onde circula o mesmo termofluido para assegurar que o sistema de controlo funcione de forma eficaz.

A determinação do tempo de aquecimento, variável fundamental na evolução da cinética das reacções químicas, foi calculado para premissas previamente definidas tendo-se obtido um valor de aproximadamente 13 minutos para as condições “limite” de operação.

Verificou-se também que este tempo calculado para diferentes temperaturas de termofluido à entrada, apresentou valores concordantes com os princípios teóricos da transferência de calor, pois apresenta uma diminuição com o aumento da temperatura de entrada.

Para que a reacção se dê a uma temperatura constante foi necessário verificar se o sistema de arrefecimento conseguiria ou não “absorver” a potência térmica cedida pelo fluido que circula na camisa de aquecimento. Considerando as condições “limite” de operação, ou seja, que o caudal de termofluido na camisa é reduzido para valores de regime laminar, verificou-se que aumentando o caudal de fluido de arrefecimento se consegue manter a temperatura no meio reaccional constante. A área de transferência de calor do “loop” é nessa situação muito inferior à área disponível.

Deste modo, uma das conclusões importante é que as dimensões do reactor, da camisa de aquecimento, e do sistema de arrefecimento permitem a ocorrência de reacções exotérmicas e endotérmicas sendo os caudais de ambos os fluidos regulados pelo sistema de controlo, para assegurar o aquecimento ou arrefecimento desejado.

Foram também calculadas as perdas térmicas por convecção e radiação através da parede exterior do reactor. Concluiu-se que o isolamento térmico é necessário, quer por uma questão de segurança, quer para uma economia energética no sentido de uma diminuição das perdas térmicas. Esse isolamento feito em lã de vidro proporciona uma redução na ordem de 93% do valor das perdas.

Como sugestões para trabalhos futuros propõe-se um estudo mais detalhado sobre um sistema de controlo que seja o mais adequado a este reactor. Esse sistema permitirá o controlo da temperatura e pressão da mistura reaccional, bem como, a

regulação dos caudais de termofluido de aquecimento e arrefecimento de maneira a que a temperatura se mantenha nos valores adequados, a cada reacção.

6. Bibliografia

Babu, B. V., Jyotsna, K., "Temperature Control in an Exothermic Batch Reactor Using Generic Model Control and Globally Linearizing Control", Chemical Engineering Group, FD-1.

Bauer, Paulo Ernani, Rodrigues, Clarissa Perdomo, "Laboratório de Reatores Químicos Simulados", Universidade Católica do Rio grande do Sul.

Coulson, J. M., Richardson, J. F., 1986, "Tecnologia Química", Fundação Calouste Gulbenkian, volume I.

Coulson, J. M., Richardson, J. F., 1985, "Tecnologia Química", Fundação Calouste Gulbenkian, volume III.

Coulson, J. M., Richardson, J. F., 1983, "Tecnologia Química", Fundação Calouste Gulbenkian, volume VI.

Geankoplis, Christie John, 2003, "Transport Processes and Separation Process Principles (Includes Unit Operations)", Prentice Hall, fourth edition.

Kern, D. Q., 1950, "Process Heat Transfer", McGraw-Hill International Student Editions.

Levenspiel, Octave, 1999, "Engenharia das Reacções Químicas", Editora Edgard Blucher Ltda., volume I.

Macintyre, Archibald Joseph, 1997, "Equipamentos Industriais e de Processo", Livros Técnicos e Científicos Editora.

Perry, Robert H., 1984, "Perry's Chemical Engineers' Handbook", McGraw-Hill Book Company, sixth edition.

Radleys 2010, Innovations for Science - Lara TM Controlled Lab Reactor (catálogo).

Weerts, W. L. M., de Croon, M. H. J. M., Marin, G. B., 1996. "A Laboratory Reactor for Kinetic Studies of Gas-Solid Reactions at Low Pressures: Design and Modelling in the Presence of Irreducible Transport Phenomena", Chemical Engineering Science, Vol. 51, No. 11, pp. 2583-2588.

7. Anexos

Anexo I - Exemplo de cálculo

Exemplo de cálculo do tempo de aquecimento para $T_{B_1} = 200 \text{ }^\circ\text{C}$

Propriedades físicas da mistura reaccional: A

Para temperatura de $T_{A_{med}} = 85 \text{ }^\circ\text{C}$ (Perry, 1984)

- $C_{pA} = 4190 \text{ J / Kg }^\circ\text{C}$

- $\rho_A = 968 \text{ Kg / m}^3$

- $K_A = 0,668 \text{ W / (m.K)}$

- $\mu_A = 0,00037 \text{ Pa.s}$

- $Pr_A = 2,32$

Propriedades físicas do termofluido (Anexo II)

Para temperatura = $182,5 \text{ }^\circ\text{C}$

- $C_{pB} = 2721,42 \text{ J / Kg }^\circ\text{C}$

- $\rho_B = 680 \text{ Kg / m}^3$

- $K_B = 0,1212 \text{ W / (m.K)}$

- $\mu_B = 0,00047 \text{ Pa.s}$

Para temperatura = $20 \text{ }^\circ\text{C}$

- $C_{pB} = 2384,2 \text{ J / Kg }^\circ\text{C}$

- $\rho_B = 800 \text{ Kg / m}^3$

- $K_B = 0,133 \text{ W / (m.K)}$

- $\mu_B = 0,0051 \text{ Pa.s}$

Propriedades físicas do aço-inox: (Geankoplis, 2003)

- $K_C = 16 \text{ W / (m.K)}$

Estimativa do tempo necessário para o aquecimento da mistura reaccional A de 20 °C até 150 °C

De acordo com a informação apresentada no capítulo 3 deste trabalho, a equação a utilizar para o cálculo do tempo de aquecimento é a Eq. 4:

$$t = \frac{m_A * Cp_A}{M_B * Cp_B * [1 - \text{EXP}(-U_i * A_i / (M_B * Cp_B))]} * \ln ((T_{A1} - T_{B1}) / (T_{A2} - T_{B1})) \quad \text{Eq. 4}$$

Para o cálculo do referido tempo será necessário conhecer o coeficiente global de transferência de calor U_i , o caudal mássico de B, M_B , e a quantidade de massa no reactor, m_A . No entanto é necessário antes de tudo conhecer as dimensões do reactor e da camisa de aquecimento.

Todas estas variáveis foram apresentadas/calculadas no ponto 3.2 e são:

$$r_i = 0,0985 \text{ m}$$

$$r_e = 0,1035 \text{ m}$$

$$d_i = 0,197 \text{ m}$$

$$d_e = 0,207 \text{ m}$$

$$H = 0,394 \text{ m}$$

$$D_i = 0,247 \text{ m}$$

$$M_B = 1,3 \text{ Kg / s}$$

Determinação do coeficiente global de transferência de calor U_i :

Pela Eq. 5 apresentada no capítulo 3, é possível determinar U_i da seguinte forma:

$$\frac{1}{U_i \cdot A_i} = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{1}{h_e \cdot A_e} + \frac{\Delta r}{K_C \cdot A_{ML}} \quad \text{Eq. 5}$$

Com $K_C = 16 \text{ (W / m.K)}$

Para substituição na equação anterior é necessário determinar A_i , A_e , h_i , h_e e A_{ML} .

Sendo que $r_e = r_i + \text{espessura parede do reactor} = 0,0985 + 0,005 = 0,1035 \text{ m}$

$$A_{ML} = \frac{2 \cdot \pi \cdot (r_e - r_i) \cdot 4 \cdot r_i}{\ln (r_e / r_i)} = \frac{2 \cdot \pi \cdot (0,1035 - 0,0985) \cdot 4 \cdot 0,0985}{\ln (0,1035 / 0,0985)} = 0,250 \text{ m}^2$$

$$A_i = 2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot H = 2 \cdot \pi \cdot 0,0985 \cdot 0,394 = 0,244 \text{ m}^2$$

$$A_e = 2 \cdot \pi \cdot r_e \cdot H = 2 \cdot \pi \cdot 0,1035 \cdot 0,394 = 0,256 \text{ m}^2$$

Determinação do coeficiente individual de transferência de calor interno - h_i :

Para o cálculo do coeficiente individual de transferência de calor interno foi utilizada a seguinte correlação Eq. 6 (Geankoplis, 2003):

$$\frac{h_i \cdot d_i}{K_A} = a \cdot (Da^2 \cdot N \cdot \rho_A / \mu_A)^b \cdot (Pr_A)^{1/3} \cdot (\mu_A / \mu_{wA})^m \quad \text{Eq. 6}$$

O agitador de lâminas planas com anteparos, obtendo-se assim (Geankoplis, 2003):

$$a = 0,74; \quad b = 2/3; \quad m = 0,14 \quad \text{se: } 500 < (Da^2 \cdot N \cdot \rho_A / \mu_A) < 3 \times 10^5$$

Verificação se $500 < (Da^2 \cdot N \cdot \rho_A / \mu_A) < 3 \times 10^5$; com $Da = 0,0985 \text{ m}$

e velocidade de rotação: $N = 500 \text{ rot / min} = (500 / 60) \text{ rot / s} = 8,33 \text{ rot / s}$

$$Da^2 \cdot N \cdot \rho_A / \mu_A = 0,0985^2 \cdot 8,33 \cdot 968 / 0,00037 = 2,11 \times 10^5,$$

Logo, verifica-se a condição.

Para efeitos de cálculo considerou-se a viscosidade constante com a temperatura.

Substituindo na Eq. 6:

$$h_i = 0,668/0,197 \cdot 0,74 \cdot ((0,0985^2 \cdot 8,33 \cdot 968/0,00037)^{2/3}) \cdot (2,32^{1/3}) \cdot (1)^{0,14}$$

$$h_i = 11\,790 \text{ (W / m}^2 \cdot \text{K)}$$

Determinação do coeficiente individual de transferência de calor externo (camisa de aquecimento) - h_e :

Para o cálculo do coeficiente individual de transferência de calor externo foi utilizada a seguinte correlação Eq. 8 (Geankoplis, 2003):

$$Nu = \frac{h_e * d_{eq}}{K} = 0,027 * Re^{0,8} * Pr^{1/3} * (\mu / \mu_w)^{0,14} \quad \text{Eq. 8}$$

Como $TB_{med} = (TB_1 + TB_2) / 2$; onde $TB_1 = 200 \text{ }^\circ\text{C}$ e $TB_2 = 165 \text{ }^\circ\text{C}$

Logo, $TB_{med} = 182,5 \text{ }^\circ\text{C}$

Resolvendo a Eq. 8 em ordem a h_e , considerando $Re = 8\ 000$ e desprezando o termo de correção da viscosidade, obtém-se:

$$h_e = 0,1239 / 0,04 * 0,027 * 8\ 000^{(0,8)} * (2\ 769,55 * 5,6 * 10^{-4} / 0,1239)^{(1/3)}$$

$$h_e = 254,6 \text{ (W / m}^2\text{.K)}$$

No entanto a Eq. 8 só é válida para: $H / d_{eq} > 60$

Neste caso $H / d_{eq} = 9,85$ e portanto é preciso corrigir o valor de h_e encontrado através da Eq. 9:

$$h_e^{corr} = h_e * [1 + (d_{eq} / H)^{0,7}] \quad 2 < (H / d_{eq}) < 20 \quad \text{Eq. 9}$$

Assim,

$$h_e^{\text{corr}} = 254,6 * (1 + (0,04 / 0,394)^{0,7}) = 306,0 \text{ (W / m}^2\text{.K)}$$

Substituindo todos os parâmetros na Eq. 5, obtém-se:

$$1/(U_i * 0,244) = (1/(11\ 790 * 0,244)) + (1/(306 * 0,256)) + ((0,1035 - 0,0985)/(16 * 0,250))$$

$$U_i = 285,32 \text{ (W / m}^2\text{.K)}$$

Como $Re = 8\ 000$, então conforme já apresentado na secção 3.2

$$M_B = 1,3 \text{ Kg / s}$$

Sendo assim, já é possível estimar o tempo de aquecimento a partir da Eq. 4

$$t = 10 * 4190 * \ln((20 - 200)/(150 - 200)) / (1,3 * 2679,55 * [1 - \text{EXP}(-285,32 * 0,244)] / (1,3 * 2679,55))$$

$$t = 778,80 \text{ s}$$

Este tempo expresso em minutos é de $(778,80 / 60) = 12,98$ minutos.

Cálculos das perdas de calor por convecção e radiação:

Para o cálculo do calor perdido para o exterior pela parede da camisa de aquecimento, utilizou-se a Eq. 10

$$q_{\text{per}} = (hc + hr) * A_{\text{pe}} * (TB_{\text{med}} - T_{\text{viz}}) \quad \text{Eq. 10}$$

Considerando a espessura da parede da camisa de aquecimento de 5 mm e temperatura da vizinhança $T_{\text{viz}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$.

Cálculo do hr:

$$hr = \frac{\epsilon_c * \sigma * (TB_{\text{med}}^4 - T_{\text{viz}}^4)}{TB_{\text{med}} - T_{\text{viz}}}; \quad \text{Com } \sigma = 5,676 \times 10^{-8} \text{ W / (m}^2 \cdot \text{K}^4); \quad \epsilon_c = 0,44 \quad \text{Eq. 11}$$

$$hr = 0,44 * 5,676 \times 10^{-8} * (455,5^4 - 293^4) / (455,5 - 293) = 5,48 \text{ (W / m}^2 \cdot \text{K)}$$

Cálculo do hc:

$$\frac{hc * H}{K_{\text{ar}}} = a * \frac{(H^3 * \rho_{\text{ar}}^2 * g * \beta_{\text{ar}} * \Delta T_{\text{per}} * Pr_{\text{ar}})^m}{\mu_{\text{ar}}^2} \quad \text{Eq. 12}$$

Propriedades físicas do ar à temperatura média de $(182,5 + 20) / 2 = 101,25 \text{ }^\circ\text{C}$
 (Geankoplis, 2003):

$$- \rho_{\text{ar}} = 0,944 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$- C_{p_{\text{ar}}} = 1010,2 \text{ J} / (\text{Kg.K})$$

$$- \mu_{\text{ar}} = 2,18 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$$

$$- K_{\text{ar}} = 0,0317 \text{ W} / (\text{m.K})$$

$$- Pr_{\text{ar}} = 0,693$$

$$- \beta_{\text{ar}} = 2,68 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$- \frac{g * \beta_{\text{ar}} * \rho_{\text{ar}}^2}{\mu_{\text{ar}}^2} = 0,492 \times 10^8 \text{ K}^{-1} \cdot \text{m}^{-3}$$

Para se determinar as constantes : a e m é necessário calcular a expressão seguinte:

$$\frac{(H^3 * \rho_{\text{ar}}^2 * g * \beta_{\text{ar}} * \Delta T_{\text{per}} * Pr_{\text{ar}})}{\mu_{\text{ar}}^2}$$

$$0,394^3 * 0,492 \times 10^8 * (182,5 - 20) * 0,693 = 3,4 \times 10^8$$

Sendo assim, $a = 0,59$ e $m = \frac{1}{4}$ (Genakoplis, 2003)

Logo,

$$hc = [(0,0317 * 0,59) / 0,394] * (3,4 \times 10^8)^{1/4} = 6,45 \text{ (W} / \text{m}^2.\text{K)}$$

Agora, já é possível determinar a totalidade de calor perdido através da Eq. 10:

$$q_{\text{per}} = (6,45 + 5,48) * \pi * 0,257 * 0,394 * (182,5 - 20) = 617 \text{ W}$$

Cálculo das perdas de calor por convecção e radiação com isolamento:

$$q_{\text{perisol}} = (hc + hr) * A_{\text{peisol}} * (T_{\text{pe}} - T_{\text{viz}}) \quad \text{Eq. 14}$$

Para um isolante tipo lã de vidro, temos: $K_{\text{isol}} = 0,045 \text{ W / (m.K)}$; $\varepsilon = 0,90$

Considerando $T_{\text{pe}} = 304 \text{ K}$ e $T_{\text{viz}} = 293 \text{ K}$

Cálculo do hr:

$$hr = \frac{\varepsilon * \sigma * (T_{\text{pe}}^4 - T_{\text{viz}}^4)}{T_{\text{pe}} - T_{\text{viz}}}; \quad \text{Com } \sigma = 5,676 \times 10^{-8} \text{ W / (m}^2 \cdot \text{K}^4);$$

$$hr = 0,9 * 5,676 \times 10^{-8} * (304^4 - 293^4) / (304 - 293) = 5,44 \text{ (W / m}^2 \cdot \text{K)}$$

Cálculo do hc:

$$\frac{hc * H}{K_{\text{ar}}} = a * \left(\frac{H^3 * \rho_{\text{ar}}^2 * g * \beta_{\text{ar}} * \Delta T_{\text{comb}} * Pr_{\text{ar}}}{\mu_{\text{ar}}^2} \right)^m$$

Propriedades físicas do ar á temperatura média (entre T_{pe} e T_{viz}) = 26 °C (Geankoplis, 2003):

$$- \rho_{ar} = 1,183 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$- C_{p_{ar}} = 1004,8 \text{ J} / (\text{Kg} \cdot \text{K})$$

$$- \mu_{ar} = 1,84 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$- K_{ar} = 0,026 \text{ W} / (\text{m} \cdot \text{K})$$

$$- Pr_{ar} = 0,708$$

$$- \beta_{ar} = 3,35 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$- \frac{g * \beta_{ar} * \rho_{ar}^2}{\mu_{ar}^2} = 1,37 \times 10^8 \text{ K}^{-1} \cdot \text{m}^{-3}$$

Para se determinar as constantes : a e m é necessário calcular a expressão seguinte:

$$\frac{(H^3 * \rho_{ar}^2 * g * \beta_{ar} * \Delta T_{comb} * Pr_{ar})}{\mu_{ar}^2}$$

$$0,394^3 * 1,37 \times 10^8 * (31 - 20) * 0,708 = 6,53 \times 10^7$$

Sendo assim, a = 0,59 e m = ¼ (Genakoplis, 2003)

$$hc = [(0,026 * 0,59) / 0,394] * (6,53 \times 10^7)^{1/4} = 3,50 \text{ (W} / \text{m}^2 \cdot \text{K)}$$

$$q_{\text{perisol}} = (hc + hr) * A_{\text{peisol}} * (T_{\text{Pe}} - T_{\text{viz}})$$

Eq. 14

Considerando uma placa de lã de vidro com 0,05 m de espessura,

$$A_{\text{peisol}} = \pi * 0,357 * H = \pi * 0,357 * 0,394 = 0,442 \text{ m}^2$$

$$q_{\text{perisol}} = (5,44 + 3,50) * 0,442 * (31 - 20) = 43,5 \text{ W}$$

Anexo II - Propriedades do termofluido

Especificação técnica do termofluido Paratherm MG™

Paratherm-MG™

Heat Transfer Fluid



Single-Fluid Heating/Cooling • Non-Toxic

ENGINEERING BULLETIN MG 709

Paratherm MG™ heat transfer fluid is a food grade, aliphatic-hydrocarbon based heat transfer fluid formulated for use in closed-loop liquid-phase heat transfer systems to 550°F in fired heaters, and to 580°F in full-convection heaters and electric immersion units.

Applications include:

- Chemical batch reactors
- Food processing
- Multiple-loop continuous chemical processing
- Plastic processing

Lower viscosity offers true cooling versus mineral oils

Even the lowest viscosity mineral oils can't efficiently cool equipment or product down to ambient temperature because the viscosity is too high. Low viscosity Paratherm MG can achieve 45°F when cooled with chilled water or can achieve an 8°F temperature differential with tower water.

Fluid storage

Drums should be stored inside to prevent water from getting into the heat transfer fluid. If sealed drums must be left outdoors, they should be stored on their sides. While unopened totes are weatherproof, they should not be stacked if left outdoors. If the fluid is to be stored outside below its minimum pumpable temperature, the containers should be moved indoors to warm up before charging the fluid into the system.

Replacing existing fluid

In many cases, changing fluid involves a straightforward drain and fill. There are very few fluids

Physical Properties

Chemical Name	Linear Alkene
Appearance	Water White Liquid
Odor	Slight Odor
Maximum Recommended Film Temperature	600°F/316°C
Maximum Recommended Operating Temp - Fired Heaters	550°F/288°C
Maximum Rec'd Operating Temp - All Others	580°F/304°C
Minimum Operating Temp 20 cPs (20 mPa-s)	36°F/2°C
Minimum Start-up Temp 300 cPs (300mPa-s)	-37°F/-38°C
Viscosity at 60°F/15.5°C cSt (mm ² /sec)	14
Density at 60°F/15.5°C lb/gal (kg/m ³)	6.7 (802)
Flash Point Open Cup (D92)	>325°F/163°C
Flash Point Close Cup (D93)	>300°F/149°C
Vapor Pressure@max operating temp psia (kPa)	3.3 (22.8)
Average Volume Expansion, %/100°F (°C)	4.4 (7.9)
Average Molecular Weight	300
Heat of Combustion (approximate) BTU/lb (kJ/kg)	20,000 (46,300)
Heat of Vaporization (approximate) BTU/lb (kJ/kg)	115 (266)
Pour point D97 °F (°C)	<-50°F/-45°C

that are so incompatible that 10-15% residue will affect the new Paratherm. If you have any questions, contact us.

Charging new Systems

Unless required for product-quality reasons, new systems do not need to be cleaned before Paratherm is charged. The amount of chemical coatings, oils, and other manufacturing residues are usually not enough to affect the fluid life. All that is necessary is to install a Y-strainer with a minimum 60-mesh screen upstream of the pump to catch any metal or welding residue. The screen can be removed once the system has been cycled twice through its operating temperature.

Fluid analysis

The fluid in new systems should be tested within the 9 to 12 months of start-up. New fluid in existing systems should be tested within the first month of operation to establish a baseline for future testing.



4 Portland Road
West Conshohocken PA 19428 USA
Phone: 610-941-4900
Fax: 610-941-9191
800-222-3611
E-mail: info@paratherm.com
Web: www.paratherm.com

Paratherm MG™ Heat Transfer Fluid
Physical Properties

°F	°C	Viscosity		Density			Thermal Conductivity BTU/hr-ft ² -°F	Specific Heat BTU/lb-°F	Vapor Pressure	
		cPs	cSt	g/cc	lb/gal	lb/ft ³			mm HG	psia
-40	-40	385	444	0.87	7.2	54.2	0.077	0.54		
-25	-32	165	193	0.86	7.2	53.5	0.077	0.54		
0	-18	60	71	0.84	7.0	52.5	0.077	0.55		
25	-4	29	33	0.82	6.9	51.5	0.077	0.56		
50	10	14	17	0.81	6.8	50.6	0.077	0.56		
75	24	8.1	10	0.80	6.6	49.7	0.077	0.57		
100	38	5.3	6.9	0.79	6.5	48.8	0.077	0.58		
125	52	3.9	5.1	0.77	6.4	48.0	0.077	0.58		
150	66	2.9	3.8	0.76	6.3	47.2	0.076	0.59		
175	79	2.2	2.9	0.75	6.2	46.5	0.076	0.60		
200	93	1.6	2.2	0.73	6.1	45.9	0.076	0.60		
225	107	1.3	1.8	0.72	6.1	45.3	0.075	0.61		
250	121	1.1	1.5	0.72	6.0	44.7	0.075	0.61		
275	135	0.94	1.3	0.71	5.9	44.2	0.074	0.62	1.8	
300	149	0.80	1.1	0.70	5.8	43.7	0.073	0.63	3.4	
325	163	0.68	0.98	0.69	5.8	43.3	0.073	0.63	6.1	
350	177	0.59	0.86	0.69	5.7	42.9	0.072	0.64	11	
375	191	0.52	0.77	0.68	5.7	42.5	0.071	0.65	18	
400	204	0.47	0.69	0.68	5.6	42.3	0.070	0.65	28	
425	218	0.43	0.64	0.67	5.6	42.0	0.069	0.66	44	
450	232	0.39	0.59	0.67	5.6	41.8	0.068	0.67	67	1.3
475	246	0.37	0.55	0.67	5.6	41.7	0.067	0.67	100	1.9
500	260	0.35	0.53	0.67	5.6	41.6	0.066	0.68	146	2.8
525	274	0.33	0.50	0.66	5.5	41.5	0.064	0.69	210	4.1
550	288	0.31	0.47	0.66	5.5	41.4	0.063	0.69	295	5.7
575	302	0.30	0.46	0.66	5.5	41.2	0.062	0.70	409	7.9
600	316	0.29	0.42	0.66	5.5	40.9	0.060	0.71	560	10.8

Note: The information and recommendations in this literature are made in good faith and are believed to be correct as of the above date. You, the user or specifier, should independently determine the suitability and fitness of Paratherm heat transfer fluids for use in your specific application. We warrant that the fluids conform to the specifications in Paratherm literature. Because we have no control over the fluid's end use or the conditions under which it will be used, we make no other warranties—expressed or implied, including the warranties of merchantability or fitness for a particular use or purpose (recommendations in this bulletin are not intended nor should be construed as approval or infringement on any existing patent). The user's exclusive remedy, and Paratherm's sole liability is limited to refund of the purchase price or replacement of any product proven to be otherwise than as warranted. Paratherm Corporation will not be liable for incidental or consequential damages of any kind.

Anexo III - Propriedades da lã de vidro

Tabela III.1 - Propriedades físicas da lã de vidro (www.metalica.com.br/ladevidro consulta a 23 de Outubro de 2010).

Lã de vidro				
Material	Densidade Kg / m ³	Espessura	Condutividade térmica – K (W / m°C) Temp. méd. = 24°C	Resistência Térmica – R (m ² °C / W)
Lã de vidro	12	50 mm	0.045	1.11
	20	50 mm	0.038	1.32
	35	50 mm	0.034	1.47
	12	75 mm	0.045	1.67