

RONAN GOBBI DA SILVEIRA

**Análise Térmica de Sistema de Refrigeração Direta em  
Fermentadores Cilindrocônicos**

BAURU

2009

RONAN GOBBI DA SILVEIRA

**Análise Térmica de Sistema de Refrigeração Direta em  
Fermentadores Cilindrocônicos**

Dissertação apresentada à Faculdade de  
Engenharia da Universidade Estadual  
Paulista para obtenção do Título de Mestre  
em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Dr. Paulo César Razuk.

BAURU

2009

Silveira, Ronan Gobbi da.

Análise térmica de sistema de refrigeração direta  
em fermentadores cilíndricos / Ronan Gobbi da  
Silveira, 2009.

116 f.

Orientador: Paulo César Razuk

Dissertação (Mestrado)-Universidade Estadual  
Paulista. Faculdade de Engenharia, Bauru, 2009

1. Fermentadores. 2. Refrigeração. 3. Serpentinhas  
meia-cana. I. Universidade Estadual Paulista.  
Faculdade de Engenharia. II. Título.

Dedico este trabalho ao meu querido pai, *in memoriam*, que viveu, morreu e agora vive plenamente, sempre amado por todos.

À minha querida mãe, pelo amor e carinho ao longo de minha jornada.

## AGRADECIMENTOS

À Deus, pela vida, pelo amor que encontro em meu caminho, assim como as dificuldades que me permitem evoluir a cada dia e testar o meu amor para com Suas obras.

Ao meu pai Jorge (in memoriam) e a minha mãe Else, pela oportunidade de compartilhar uma existência de amor, perseverança e dignidade.

Ao meu orientador e amigo Prof. Paulo César Razuk, pelo seu apoio, conselhos e, principalmente, pelo referencial de profissionalismo, humanidade e competência.

Aos meus irmãos Ricardo e Giórgia pelas grandes alegrias, companheirismo e amor.

À minha namorada Lílian, pela compreensão, carinho e apoio.

Aos professores Carlos A. Soufen e Momotaro Imaizumi, pela amizade e incentivo na realização desta etapa de minha vida.

Aos meus avós Luiz e Sebastiana, pelo exemplo de decência, carinho e retidão em minha vida.

Aos professores da Faculdade de Engenharia de Bauru, pela amizade e ótima formação e acolhimento durante a graduação e pós-graduação.

Ao grande amigo Vitor Salvadeo, pelo apoio e amizade indispensáveis ao longo desta etapa de minha vida.

Ao Sr. Ronaldo Giorni e à Dedini Indústrias de Base pela oportunidade de trabalho e estudo, que sem eles este trabalho não teria sido realizado.

“Pondo de lado todo impedimento...  
corramos com perseverança a carreira  
que nos está proposta.”

*Paulo* (Hebreus, 12:1)

## RESUMO

A fermentação alcoólica, processo central da indústria cervejeira é um processo que libera uma grande quantidade de calor. Sendo assim, os recipientes de fermentação devem estar equipados com instalações de refrigeração para o correto controle da temperatura. A presente pesquisa tem como objetivo a análise da troca de calor de fermentadores cilíndricos dotados de sistema de refrigeração direta através de serpentina meia-cana. Para a consecução desse objetivo foi necessária a elaboração de um roteiro de cálculo seguro baseado em equações e experiências encontradas em renomadas literaturas. A análise dos resultados encontrados foi realizada a partir dos valores obtidos através do programa de cálculo atualmente utilizado em uma das maiores empresas fornecedoras deste tipo de equipamento para o mercado cervejeiro, a Dedini Indústrias de Base. Constatou-se que os valores obtidos pelo roteiro apresentado na presente dissertação foram maiores do que os calculados no programa, concluindo-se que as diferenças e dificuldades de resfriamento encontradas em equipamentos semelhantes fornecidos a clientes distintos podem ter origem na quantidade de refrigerante empregado no sistema de refrigeração. As estimativas para o coeficiente global de transferência de calor independem do roteiro de cálculo seguido, pois há uma variação máxima de 3,5 % nos resultados para o cálculo deste. O mesmo é verificado para as vazões mássicas de amônia requerida, onde esta variação é ainda menor (cerca de 3,0 %).

Palavras-Chave: Fermentadores. Refrigeração. Serpentinhas meia-cana.

## ABSTRACT

Alcoholic fermentation, brewery industry's central process, is a process that liberates a great amount of heat. Therefore, the fermentation containers should be equipped with cooling installations for correct temperature control. The present research aims to analyze the heat exchange in cylindroconical fermenters endowed with a half-pipe coil direct cooling system. To achieve this objective, the elaboration of a safe calculation route based on equations and experiences found in renowned references was necessary. The validation of the results was accomplished from the values obtained through the calculation program now used in one of the largest supplying companies of this kind of equipment for the brewer market, Dedini Indústrias de Base. It was verified that the flow of ammonia for the cooling system obtained by the itinerary introduced in the present article was larger than the one calculated in the program, and it can be concluded that the differences and cooling difficulties found in similar equipments supplied to different customers can have origin in the amount of ammonia used in the cooling system. The values for the overall heat transfer coefficient do not depend on the calculation itinerary followed, because there is a maximum variation of 3.5% in the results for the calculation of the coefficient. The same is verified for the mass flows of requested ammonia, where this variation is still smaller (about 3.0%).

Keywords: Fermenters. Cooling. Half-Pipe Coils.



## ZUSAMMENFASSUNG

In der Brauereiindustrie ist die alkoholische Gärung ein zentraler Prozeß, bei der eine große Menge an Wärme freigesetzt wird. Deshalb werden die Gärungsbehälter mit Kühlungswärmetauscher für die Kontrolle der Temperatur ausgestattet. Das Forschungsziel ist es, den Wärmeaustausch in zylindrischen Fermentern mit aufgebrachten Halbrohr- Kühlschlangen zu analysieren. Für dieses Ziel wurden Gleichungen aus der bekannten Literatur und deren praktische Ergebnisse ausgewertet. Diese Erkenntnisse wurden mit einem Berechnungsprogramm von Dedini Indústrias de Base, einer der größten Zulieferfirmen für die Brauerei- Industrie, verglichen. Es wurde verifiziert, dass die nach Literaturangaben berechnete Menge an Ammoniak zur Kühlung größer ist als die berechnete Menge im Berechnungsprogramm. Dadurch können Differenzen an Kühl- Ammoniak Mengen und die Kühlungsprobleme bei ähnlichen Apparaten, die an andere Kunden geliefert worden sind, erklärt werden.

Die Werte für den gesamten Hitzenübertragungskoeffizienten hängen nicht von der Reiseroute der Kalkulation ab, weil es eine maximale Veränderung von 3,5% der Ergebnisse für die Kalkulation davon gibt. Das selbe wird für die Massenströmungen gebetenen Ammoniaks verifiziert, wo diese Variation noch kleiner ist, ungefähr 3,0%.

Stichworte: Fermenter, Kühlung, Halbrohrschlangen

## LISTA DE FIGURAS

|                                                                                                                                                     |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 01: Etapas genéricas da produção da cerveja.....                                                                                             | 05 |
| Figura 02: Estufas de germinação .....                                                                                                              | 06 |
| Figura 03: Cevada germinada pronta para secagem.....                                                                                                | 07 |
| Figura 04: Fermentadores cilíndricos fornecidos pela Dedini Ind. Base ainda em fase de montagem (sem isolamento térmico) .....                      | 09 |
| Figura 05: Fundos de tanques cilíndricos .....                                                                                                      | 10 |
| Figura 06: Convecção Natural e Forçada .....                                                                                                        | 13 |
| Figura 07: Definição de comprimento característico para diferentes objetos .....                                                                    | 14 |
| Figura 08: Camada limite acima de uma placa plana na para convecção forçada .....                                                                   | 17 |
| Figura 09: Esquema do Sistema de Refrigeração com os Equipamentos Básicos .....                                                                     | 22 |
| Figura 10: Ciclos termodinâmicos .....                                                                                                              | 23 |
| Figura 11: CCV como um cilindro e um cone .....                                                                                                     | 28 |
| Figura 12: Fermentador Cilíndrico em Estudo .....                                                                                                   | 30 |
| Figura 13: Distribuição horizontal de tubos para resfriamento por amônia .....                                                                      | 32 |
| Figura 14: Bolsas obtidas de chapas metálicas para utilização como jaquetas <i>dimple</i> .....                                                     | 33 |
| Figura 15: Fermentação com resfriamento externo .....                                                                                               | 33 |
| Figura 16: À esquerda, convecção internamente a um CCV; à direita, armazenamento a frio da cerveja.....                                             | 34 |
| Figura 17: Comportamento da densidade da água em função da temperatura.....                                                                         | 35 |
| Figura 18: Gráfico de resfriamento: fermentação e maturação a frio.....                                                                             | 37 |
| Figura 19: Gráfico de resfriamento: fermentação a frio com acelerada maturação .....                                                                | 38 |
| Figura 20: Gráfico de resfriamento: fermentação a quente sem pressurização e maturação a frio .....                                                 | 39 |
| Figura 21: Gráfico de resfriamento: fermentação a frio e maturação a quente .....                                                                   | 40 |
| Figura 22: Reator de processo com as três forma mais comum de jaquetas para troca térmica: convencional, serpentina meia-cana e <i>dimple</i> ..... | 41 |
| Figura 23: Tipos de vasos enjaquetados .....                                                                                                        | 43 |
| Figura 24: Vaso com jaqueta simples.....                                                                                                            | 43 |
| Figura 25: Detalhe de um bocal de agitação.....                                                                                                     | 44 |
| Figura 26: Detalhes construtivos dos defletores em espiral em um vaso enjaquetado.....                                                              | 46 |
| Figura 27: Vaso encamisado com jaqueta <i>dimple</i> .....                                                                                          | 47 |
| Figura 28: Seções transversais de serpentina meia-cana .....                                                                                        | 48 |

|                                                                                                          |     |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Figura 29: À esquerda representação esquemática fluxo através serpentina meia-cana .....                 | 49  |
| Figura 30: Vaso com serpentina meia-cana.....                                                            | 49  |
| Figura 31: Jaquetas dos tipos mais convencionais .....                                                   | 51  |
| Figura 32: Geometria de uma serpentina helicoidal .....                                                  | 54  |
| Figura 33: Esquema simplificado das principais considerações dos roteiros seguidos no Apêndice A.1 ..... | 63  |
| Figura 34: Perfil da serpentina do costado .....                                                         | 64  |
| Figura 35: Esquema básico de um tampo toricônico.....                                                    | 101 |
| Figura 36: Tampo toricônico dividido em partes .....                                                     | 101 |
| Figura 37: Esquema básico de um tampo torisférico .....                                                  | 103 |
| Figura 38: Tampo torisférico dividido em partes .....                                                    | 103 |
| Figura 39: Perfil da serpentina do fundo .....                                                           | 106 |
| Figura 40: Dimensões internas da serpentina do fundo.....                                                | 106 |
| Figura 41: Perfil das serpentinas verticais do fundo cônico.....                                         | 107 |
| Figura 42: Triângulo de Pitágoras .....                                                                  | 116 |

## LISTA DE TABELAS

|                                                                                                                                 |     |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabela 01: Número de Nusselt para convecção forçada .....                                                                       | 15  |
| Tabela 02: Equações para convecção natural .....                                                                                | 16  |
| Tabela 03: Equações para convecção forçada .....                                                                                | 17  |
| Tabela 04: Coeficientes C para a equação (11) em função do produto $Gr \times N_{Pr}$ .....                                     | 19  |
| Tabela 05: Coeficientes n para a equação (11) em função do produto $Gr \times N_{Pr}$ .....                                     | 19  |
| Tabela 06: Dados da amônia utilizada como fonte de resfriamento do fermentador .....                                            | 23  |
| Tabela 07: Geometria das serpentinas utilizadas por <i>Bauermeister &amp; Brauer</i> .....                                      | 54  |
| Tabela 08: Resultados obtidos no dimensionamento térmico do fermentador através dos roteiros apresentados no apêndice A.1 ..... | 63  |
| Tabela 09: Cálculo resfriamento do fermentador cilíndrico pelo software Dedini / <i>Schmidding</i> .....                        | 64  |
| Tabela B1 - Cálculo geral das serpentinas do vaso .....                                                                         | 109 |
| Tabela B2 – Propriedades da amônia saturada.....                                                                                | 111 |

## NOMENCLATURA

### Letras latinas

$A$  = área superficial ( $\text{ft}^2$  ou  $\text{m}^2$ )

$A_f$  = área da seção transversal da jaqueta ( $\text{ft}^2$  ou  $\text{m}^2$ )

$A_s$  = Área da seção transversal da serpentina ( $\text{ft}^2$  ou  $\text{m}^2$ )

$b_s$  = Base do triângulo formado pelo perfil da serpentina coletora / distribuidora (mm ou m)

$c$  = Comprimento de contato do fluido com o tanque no segmento circular da serpentina vertical do fundo cônico (mm ou m)

$c_p$  = calor específico do fluido à pressão constante ( $\text{Btu/lb.}^\circ\text{F}$  ou  $\text{J/kg.K}$ )

$c_{pc}$  = calor específico do fluido à pressão constante ( $\text{Btu/lb.}^\circ\text{F}$  ou  $\text{J/kg.K}$ )

$c_{ps}$  = calor específico do líquido na serpentina meia-cana à pressão constante ( $\text{Btu/lb.}^\circ\text{F}$  ou  $\text{J/kg.K}$ )

$D$  = diâmetro médio de curvatura da serpentina (m)

$d_h$  = Diâmetro hidráulico (mm ou m)

$d_i$  = diâmetro interno do tubo da serpentina (mm ou m)

$D_i$  = diâmetro interno do vaso (m)

$d_{ro}$  = diâmetro externo do tanque (m)

$d_s$  = diâmetro interno do tubo semicircular (mm ou m)

$D_s$  = diâmetro médio da espiral com  $n$  voltas e passo  $h$  (m)

$d_{th}$  = diâmetro térmico para serpentina meia-cana (mm ou m)

$D_w$  = diâmetro projetado da espiral formada pela serpentina (m)

$f$  = fator de fricção (adimensional)

$F_t$  = perda de carga para fluidos em diversos tipos de jaquetas (m.c.a)

$ff_i$  = fator de incrustação do lado do processo ( $\text{m}^2.\text{K/W}$ )

$ff_j$  = fator de incrustação lado da jaqueta ( $\text{m}^2.\text{K/W}$ )

$F_t$  = perda de carga em várias configurações de jaquetas com diversos fluidos (Pa ou bar)

$G$  = velocidade mássica ( $\text{m/s}$  ou  $\text{ft/s}$ )

$g$  = aceleração devido à gravidade ( $\text{m/s}^2$  ou  $\text{ft/s}^2$ )

$h$  = passo da serpentina (m), altura do tampo cônico (m) ou coeficiente de transferência de calor local ( $\text{Btu/h.ft}^2.^\circ\text{F}$  ou  $\text{W/m}^2.\text{K}$ )

$h_c$  = altura do costado (m)

$h_{CO}$  = coeficiente de película de fluidos em tubos por convecção (W/m<sup>2</sup>.K)

$h_i$  = coeficiente de filme do lado do processo (W/m<sup>2</sup>.K)

$h_j$  = coeficiente de filme do lado da jaqueta (W/m<sup>2</sup>.K)

$h_{lv}$  = entalpia de evaporação da amônia (kJ/kg)

$h_S$  = altura interna da serpentina (mm ou m)

$k$  = condutividade térmica do fluido (Btu/h.ft.°F ou W/m.K)

$K''$  = constante (adimensional)

$L$  = circunferência do vaso ou comprimento característico (ft ou m)

$l$  = comprimento de arco do segmento circular da serpentina vertical do fundo cônico (m)

$L_S$  = comprimento médio de uma serpentina do costado (m)

$M$  = altura da seção reta saia dos tampos (mm ou m)

$m_{NH_3}$  = vazão mássica calculada de amônia circulando (kg/s ou kg/h)

$m_{NH_3uml}$  = vazão mássica teórica de amônia circulando (kg/s ou kg/h)

$n$  = número médio de voltas por duto (adimensional)

$N_{Re}$  = Número de Reynolds (adimensional)

$N_U$  = Número de Nusselt (adimensional)

$N_{U1}$  = Número de Nusselt definido a partir do  $Re_{crit}$  (adimensional)

$N_{U2}$  = Número de Nusselt definido a partir de  $N_{Re} = 2,2 \cdot 10^4$  (adimensional)

$N_{Pr}$  = Número de Prandtl (adimensional)

$N_{PrC}$  = Número de Prandtl da cerveja (adimensional)

$P_S$  = perímetro da seção “molhada” da serpentina (mm ou m)

$Q$  = quantidade de calor (W)

$Q$  = fluxo total de calor (W)

$Q_A$  = fluxo de calor a ser transferido (W)

$Q_G$  = fluxo de calor na fermentação (W)

$Q_V$  = fluxo de calor externo (W)

$\dot{Q}_L$  = Capacidade frigorífica (W)

$Q_L$  = transferência de calor no evaporador (refrigeração), em W

$Q_{vc}$  = troca de calor por convecção (W)

$r$  = raio interno do vaso (m)

$Re_{crit}$  = número de Reynolds crítico (adimensional)

$r_i$  = raio interno do perfil da serpentina provocado pelo dobramento da chapa (mm ou m)

$r_S$  = raio da segmento circular da serpentina vertical do fundo cônico (mm ou m)

$T$  = temperatura do fluido ( $^{\circ}\text{F}$  ou  $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_{\text{av}}$  = temperatura média do fluido ( $^{\circ}\text{F}$  ou  $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_{\text{f}}$  = temperatura do fluido ou temperatura final do mosto ( $^{\circ}\text{F}$  ou  $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_{\text{g}}$  = taxa de geração de calor (kcal/h)  
 $T_{\text{i}}$  = temperatura inicial do mosto ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $t_{\text{k}}$  = passo médio da zonas de resfriamento (m)  
 $T_{\text{NH}_3}$  = temperatura do meio de resfriamento ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_{\text{S}}$  = temperatura de superfície ( $^{\circ}\text{F}$  ou  $^{\circ}\text{C}$ )  
 $U$  = coeficiente global de transferência de calor ( $\text{W}/\text{m}^2.\text{K}$ )  
 $u_{\text{m}}$  = velocidade média no tubo da serpentina meia-cana (ft/s ou m/s)  
 $V$  = velocidade do fluido no conduto (ft/s ou m/s)  
 $va$  = volume específico da amônia ( $\text{m}^3/\text{kg}$  ou  $\text{ft}^3/\text{lb}$ )  
 $V_{\text{CO}}$  = volume do costado ( $\text{m}^3$ )  
 $V_{\text{I}}$  = velocidade do fluido entrando no bocal (ft/s ou m/s)  
 $V_{\text{J}}$  = velocidade de vórtice (ft/s ou m/s)  
 $V_{\text{N}}$  = velocidade do fluido saindo do bocal (ft/s ou m/s)  
 $V_{\text{NH}_3}$  = velocidade no interior das serpentinas de resfriamento (ft/s ou m/s)  
 $W_{\text{p}}$  = vazão mássica do fluido deixando o bocal (lb/s ou kg/s)  
 $x$  = número de dutos por zona de resfriamento (adimensional)  
 $x'$  = espessura de parede (in ou m)  
 $z$  = número de zonas de resfriamento (adimensional)

### **Letras gregas**

$\alpha$  = Ângulo interno da serpentina triangular do fundo cônico ( $^{\circ}$ )  
 $\beta$  = Ângulo do segmento circular da serpentina vertical do fundo cônico ( $^{\circ}$ )  
 $\beta_{\text{e}}$  = Coeficiente de eficácia na refrigeração (adimensional)  
 $\beta'$  = coeficiente de expansão térmica do fluido ( $1/^{\circ}\text{F}$  ou  $1/^{\circ}\text{C}$ )  
 $\partial_{\text{i}}$  = temperatura de entrada do meio que se escoar no tubo da serpentina ( $^{\circ}\text{F}$  ou  $^{\circ}\text{C}$ )  
 $\partial_{\text{o}}$  = temperatura de saída do meio que se escoar no tubo da serpentina ( $^{\circ}\text{F}$  ou  $^{\circ}\text{C}$ )  
 $\partial_{\text{wi}}$  = temperatura de parede na entrada da serpentina ( $^{\circ}\text{F}$  ou  $^{\circ}\text{C}$ )  
 $\partial_{\text{wo}}$  = temperatura de parede na saída da serpentina ( $^{\circ}\text{F}$  ou  $^{\circ}\text{C}$ )

$\Delta \partial_{LM}$  = diferença média logarítmica de temperatura LMTD entre os fluidos de processo e da jaqueta (°F ou °C)

$\gamma$  = ângulo de construção da seção esférica do tampo torisférico (°)

$\eta_{LM}$  = viscosidade dinâmica média do líquido na serpentina meia-cana (lb/ft.h ; lb/ft.s ou kg/m.s)

$\mu_c$  = viscosidade dinâmica do fluido (lb/ft.h ; lb/ft.s ou kg/m.s)

$\mu_c$  = viscosidade dinâmica temperatura média do líquido na serpentina meia-cana (lb/ft.h ; lb/ft.s ou kg/m.s)

$\mu_s$  = viscosidade dinâmica do fluido à temperatura superficial (lb/ft.h ; lb/ft.s ou kg/m.s)

$\theta$  = ângulo formado pela seção toroidal em relação à linha tangente do tampo (°)

$\rho$  = densidade à temperatura média do líquido na serpentina meia-cana / jaqueta (lb/ft<sup>3</sup> ou kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_c$  = densidade do fluido (lb/ft<sup>3</sup> ou kg/m<sup>3</sup>)

$\zeta_{ui}$  = coeficiente de arraste na entrada do perfil de uma serpentina (adimensional)

$\zeta_{uo}$  = coeficiente de arraste na saída do perfil de uma serpentina (adimensional)

$\zeta$  = coeficiente de arraste na serpentina (adimensional)



## SUMÁRIO

|                                                             |      |
|-------------------------------------------------------------|------|
| AGRADECIMENTOS .....                                        | iii  |
| RESUMO .....                                                | v    |
| ABSTRACT .....                                              | vi   |
| ZUSAMMENFASSUNG .....                                       | vii  |
| LISTA DE FIGURAS .....                                      | viii |
| LISTA DE TABELAS .....                                      | x    |
| NOMENCLATURA.....                                           | xi   |
| SUMÁRIO .....                                               | xv   |
| 1. INTRODUÇÃO.....                                          | 1    |
| 1.1. Motivação do projeto.....                              | 1    |
| 1.2. Objetivos.....                                         | 1    |
| 1.3. Cerveja – Definição .....                              | 2    |
| 1.4. Uma breve história.....                                | 2    |
| 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....                              | 4    |
| 2.1. Perfil do setor .....                                  | 4    |
| 2.2. Descrição do processo de produção da cerveja .....     | 4    |
| 2.2.1. Matérias - prima.....                                | 5    |
| 2.2.2. Obtenção do malte .....                              | 6    |
| 2.2.3. Preparo do mosto .....                               | 7    |
| 2.2.4. Fermentação.....                                     | 9    |
| 2.2.5. Maturação .....                                      | 11   |
| 2.3. Transferência de calor .....                           | 12   |
| 2.3.1. Convecção de calor.....                              | 12   |
| 2.3.2. Coeficiente de película de fluidos em tubos.....     | 18   |
| 2.3.3. Líquidos em tubos espiralados .....                  | 18   |
| 2.3.4. Coeficiente de película para convecção natural ..... | 19   |
| 2.4. Refrigeração.....                                      | 20   |
| 2.4.1. Terminologia utilizada em refrigeração .....         | 20   |
| 2.4.2. Diagramas de <i>Mollier</i> .....                    | 21   |
| 2.4.3. Ciclo de refrigeração .....                          | 21   |
| 2.4.4. Ciclo teórico simples .....                          | 22   |
| 2.4.5. Agentes refrigerantes.....                           | 23   |

|          |                                                                                        |    |
|----------|----------------------------------------------------------------------------------------|----|
| 2.4.6.   | Refrigeração no processo cervejeiro.....                                               | 24 |
| 2.5.     | Processos fermentativos .....                                                          | 25 |
| 2.5.1.   | Batelada .....                                                                         | 25 |
| 2.5.2.   | Batelada alimentada.....                                                               | 26 |
| 2.5.3.   | Processo contínuo .....                                                                | 26 |
| 2.6.     | Fermentação e maturação em vasos cilíndricos (CCV's).....                              | 26 |
| 2.6.1.   | Projeto, configuração e materiais de construção de vasos cilíndricos.....              | 27 |
| 2.6.2.   | Altura do mosto no CCV .....                                                           | 27 |
| 2.6.3.   | Razão do diâmetro pela altura do mosto .....                                           | 27 |
| 2.6.4.   | Espaço superior à altura do mosto.....                                                 | 28 |
| 2.6.5.   | Equipamento para resfriamento do CCV .....                                             | 29 |
| 2.6.6.   | Resfriamento direto e indireto .....                                                   | 30 |
| 2.6.7.   | Resfriamento e a temperatura em camadas .....                                          | 34 |
| 2.6.8.   | Necessidade do resfriamento durante fermentação e maturação.....                       | 35 |
| 2.6.9.   | Pontos importantes a considerar na fermentação e maturação em CCVs .....               | 36 |
| 2.6.10.  | Fermentação e maturação a frio.....                                                    | 36 |
| 2.6.11.  | Fermentação a frio com acelerada maturação em um CCV .....                             | 37 |
| 2.6.12.  | Fermentação a quente sem pressurização - Maturação a frio.....                         | 38 |
| 2.6.13.  | Fermentação a frio e maturação a quente .....                                          | 39 |
| 2.7.     | Transferência de calor em vasos de processo .....                                      | 40 |
| 2.7.1.   | Vasos enjaquetados .....                                                               | 41 |
| 2.7.1.1. | Jaqueta simples .....                                                                  | 42 |
| 2.7.1.2. | Jaquetas com bocais de agitação .....                                                  | 44 |
| 2.7.1.3. | Jaquetas com defletores em espiral .....                                               | 45 |
| 2.7.1.4. | Jaqueta <i>dimple</i> .....                                                            | 47 |
| 2.7.1.5. | Jaquetas tipo serpentina meia-cana.....                                                | 48 |
| 2.7.2.   | Limitações de pressão e temperatura.....                                               | 52 |
| 2.7.3.   | Fluxo através de serpentinas.....                                                      | 52 |
| 2.7.3.1. | Número de Reynolds crítico .....                                                       | 52 |
| 2.7.3.2. | Determinação do diâmetro médio de curvatura.....                                       | 53 |
| 2.7.3.3. | Diferença média logarítmica de temperatura.....                                        | 54 |
| 2.7.3.4. | Transferência de calor no regime laminar .....                                         | 55 |
| 2.7.3.5. | Transferência de calor no regime turbulento para $N_{Re} > 2,2 \cdot 10^4$ .....       | 56 |
| 2.7.3.6. | Transferência de calor na faixa de transição $Re_{crit} < 2,2 \cdot 10^4$ .....        | 56 |
| 2.7.4.   | Aquecimento ou resfriamento externo à parede de um reator com serpentinas<br>meia-cana | 57 |

|                                                                                                   |    |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| 3. MATERIAL E MÉTODOS.....                                                                        | 58 |
| 3.1. Material.....                                                                                | 58 |
| 3.2. Métodos: programa para dimensionamento das áreas de resfriamento em tanques cilíndricos..... | 58 |
| 3.2.1. Procedimento para cálculo das zonas de resfriamento .....                                  | 59 |
| 3.2.2. Seqüência de cálculo no programa .....                                                     | 60 |
| 3.2.3. Projeto base no dimensionamento das zonas de resfriamento.....                             | 60 |
| 4. RESULTADOS .....                                                                               | 63 |
| 5. CONCLUSÕES .....                                                                               | 67 |
| 5.1. Sugestões para trabalhos futuros .....                                                       | 67 |
| 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....                                                               | 69 |

## 1. INTRODUÇÃO

### 1.1. Motivação do projeto

Na produção de cervejas de qualidade, os tanques cilíndricos verticais com expansão direta de fluido refrigerante, largamente aceitos durante os últimos 40 anos, foram objetos de inúmeros estudos visando seu aperfeiçoamento. Um destes estudos refere-se ao critério de dimensionamento do sistema de refrigeração de modo a reduzir o tempo requerido pelo processo (UNTERSTEIN, 2006).

A Dedini Indústrias de Base, empresa de grande porte no setor de bens de consumo situada em Piracicaba-SP, forneceu a dois clientes, com processos idênticos, tanques semelhantes que apresentaram tempos diferentes de resfriamento. Este fato estimula o desenvolvimento de um roteiro de cálculo que permita confrontar os resultados obtidos pelo *software* padrão da empresa, com dois pontos importantes para análise: o coeficiente global de transferência de calor e vazão mássica do refrigerante.

### 1.2. Objetivos

Este projeto de pesquisa tem por objetivo compilar na literatura as principais correlações que são utilizadas como base para o cálculo da superfície de troca de calor de fermentadores cilíndricos dotados de sistema de refrigeração direta através de serpentina meia-cana. A relevância deste projeto reside no fato de que as literaturas aplicadas em análise térmica de equipamentos de processo são escassas ou inexistentes. As que fornecem dados relevantes para a pesquisa, somente possuem equações empíricas e aplicadas para casos específicos, sendo que diversas suposições devem ser feitas para que se possa aproveitar estes dados no atual trabalho. Outro ponto a se destacar são os limitados e particulares estudos utilizando-se do cálculo do coeficiente global de transferência de calor, pretendendo-se, a partir do projeto atual contribuir com o cálculo do coeficiente global para equipamentos do setor cervejeiro.

A partir dos resultados obtidos através do programa de cálculo atualmente utilizado em uma das maiores empresas fornecedoras deste tipo de equipamento para o mercado cervejeiro, objetiva-se confrontar os valores encontrados no roteiro de cálculo desenvolvido neste trabalho.

### **1.3. Cerveja – Definição**

Cerveja é a bebida obtida pela fermentação alcoólica do mosto cervejeiro oriundo do malte de cevada e água potável, por ação da levedura, com adição de lúpulo (BRASIL, 2009).

### **1.4. Uma breve história**

A evolução da produção de cerveja ao longo da história é descrita por Santos (2005) / Brígido & Netto (2006);

- Há 8000 anos: a civilização mais antiga da terra, a sumeriana, embora tivesse existido há 8 milênios a.C., já tinha a sua bebida favorita, a cerveja.
- Há 6000 anos: existência de Casas de Cerveja, mantidas por mulheres sumerianas.
- Há 5000 anos: bebida nacional do Egito; a cevada era matéria-prima essencial; a cerveja começa a ter importância na vida diária.
- Há 2500 anos: os gregos e, posteriormente, os romanos deram preferência ao vinho; a cerveja passou a ser bebida das classes menos favorecidas, como os germanos e os gauleses.
- Em 1100 d.C. com a utilização do lúpulo faz-se a aromatização da cerveja.
- Em 1516: é criada a Lei da Pureza na Bavária, obrigando os fabricantes a utilizarem como matérias-primas, apenas o malte da cevada, água e lúpulo.
- Idade média até o século XVIII: com um aumento do consumo inicia-se a instalação das cervejarias comerciais; os monges da Idade Média a bebiam nos dias de jejum sendo eles os responsáveis pelo apelido de "pão líquido", uma bebida distribuída aos trabalhadores a fim de fornecer uma saudável e nutritiva fonte de líquidos.

- Em 1789: Lavoisier constata a formação de gás carbônico durante a fermentação.
- Em 1808: introdução da cerveja no Brasil aconteceu com a chegada de D. João VI e a família real. Até o século XIX ela era importada e foi privilégio dos nobres.
- Em 1815: Gay-Lussac descreve a equação da fermentação.
- Em 1876: Pasteur publica, na França, sua obra "Estudos sobre a Cerveja", onde expõe aspectos fundamentais como: a teoria fisiológica da fermentação por microorganismos; a dissolução de oxigênio do mosto; a descrição de um grande número de microorganismos contaminantes; pasteurização e a conservação da cerveja através do aquecimento. A partir daí, a limpeza e a higiene tornaram-se os mais altos mandamentos na cervejaria, evitando-se assim, a propagação de outros organismos com exceção do fermento. O processo através do uso de calor pelo qual os microorganismos são inativados é chamado de "pasteurização" em homenagem ao cientista.
- Em 1873: Lindle constrói o primeiro compressor frigorífico, na Alemanha, tornando possível produzir cerveja de baixa fermentação durante todo ano, pois essas cervejas requerem refrigeração adequada e controlada. A partir da sua máquina frigorífica à base de amônia desenvolveu-se a teoria da geração de frio artificial. Pode-se dizer, portanto, que o primeiro refrigerador surgiu dentro de uma cervejaria.
- Em 1883: na Dinamarca, Hanser desenvolve a cultura pura de leveduras. Ele conseguiu isolar uma célula de fermento e descobriu, também, que existiam outras cepas de levedura com características distintas; daí desenvolveu-se a "cultura pura" de levedura. Esta descoberta permitiu a constância do sabor e da qualidade

## **2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1. Perfil do setor**

No mercado de cerveja, o Brasil só perde, em volume, para a China (35 bilhões de litros/ano), Estados Unidos (23,6 bilhões de litros/ano), Alemanha (10,7 bilhões de litros/ano). O consumo da bebida, em 2007, apresentou crescimento em relação ao ano anterior, totalizando 10,34 bilhões de litros. Quanto ao consumo per capita, no entanto, o Brasil, com uma média de 47,6 litros/ano por habitante (SINDICERV, 2009).

### **2.2. Descrição do processo de produção da cerveja**

A cerveja é obtida pela fermentação da cevada maltada, que consiste na conversão em álcool dos açúcares presentes no mosto. A fermentação é a principal etapa do processo cervejeiro e sua efetividade depende de várias operações anteriores, incluindo o preparo das matérias-primas. Após a fermentação, também conhecida como fermentação primária, inicia-se a maturação, processo onde ocorre a fermentação secundária, inicia-se a clarificação da cerveja, mediante a remoção por sedimentação das células de levedura e de material amorfo, satura-se a cerveja com gás carbônico, melhora-se o odor e o sabor da bebida (através da redução de diacetyl, acetaldeído e ácido sulfídrico, bem como o aumento do teor de éster e mantem-se a cerveja em estado reduzido, evitando oxidações (VENTURINI F., 2000 ). Após a maturação, iniciam-se os processos de clarificação propriamente dita, carbonatação, acondicionamento e pasteurização da cerveja.

As etapas da produção da cerveja, de forma simplificada, são ilustradas na figura 01.

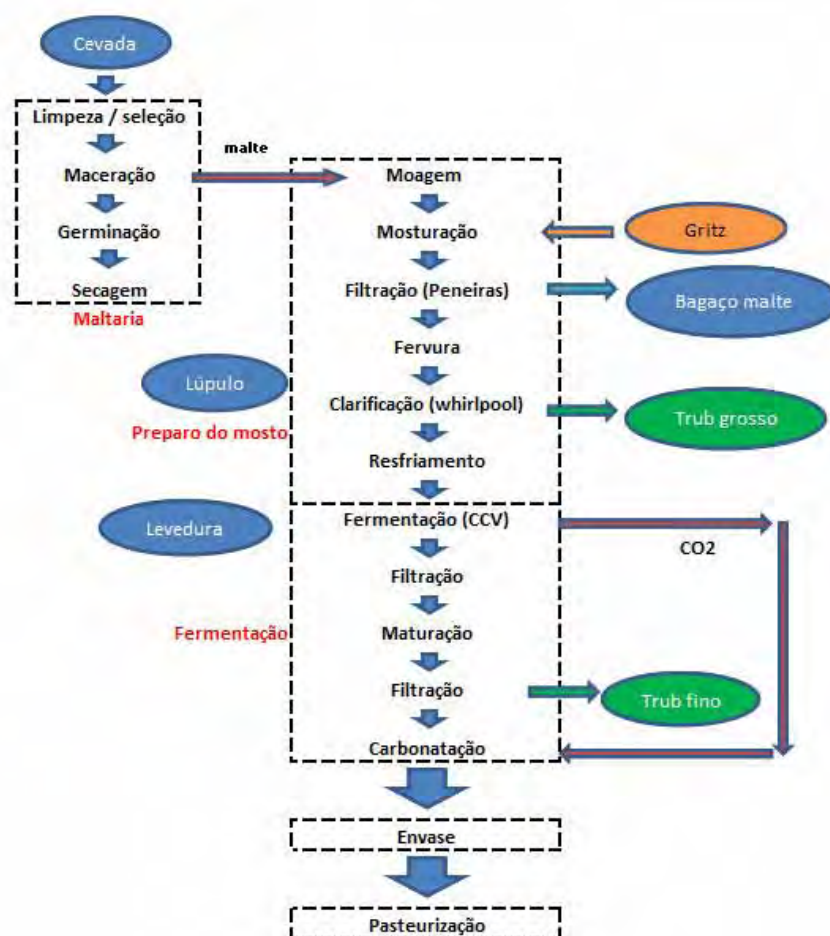


Figura 01: Fluxograma de processo de produção da cerveja

### 2.2.1. Matérias - prima

As matérias primas básicas para a fabricação de cerveja são: água, malte, adjunto e lúpulo.

- i. Água: representa a maior parte da cerveja (~ 90 %) exercendo grande influência sobre a qualidade da cerveja;
- ii. Malte de cevada: O malte é resultante do processo artificial e controlado de germinação da cevada cervejeira, que é um cereal da família das gramíneas, cultivada à cerca de 8000 anos;
- iii. Adjuntos: são materiais formados por carboidratos não malteados, com uma composição e propriedades apropriadas que complementam ou suplementam de



forma benéfica o malte de cevada. São utilizados por possuírem menor custo quando comparado com o malte, aumentarem a capacidade da brassagem e para a produção de cervejas mais claras e;

- iv. Lúpulo: utilizado na fabricação da cerveja são as flores da planta fêmea do lúpulo (*Humulus lupulus*), que é natural de muitas zonas temperadas do Hemisfério Norte, muito utilizado na forma de peletes ou extrato. O sabor característico do lúpulo dentro da cerveja é essencial para o impacto organoléptico total da cerveja, a estabilidade do sabor e a retenção da espuma.

### **2.2.2. Obtenção do malte**

As principais etapas de obtenção do malte são a limpeza e seleção de grãos, a maceração, germinação e a secagem do malte.

- i. Limpeza e seleção: os grãos de cevada são submetidos a um processo de limpeza para separação de palha, pedras, pequenos torrões, pedaços de madeira, etc., e em seguida, são selecionados, de acordo com seu tamanho em três ou quatro graduações, de modo a obter um malte homogêneo.
- ii. Maceração da cevada: nos tanques de embebição, a cevada recebe água até que os grãos atinjam um teor de umidade de 45%, e sob condições controladas de temperatura e teor de oxigênio.
- iii. Germinação: uma vez que o processo de germinação é iniciado, os grãos são dispostos em estufas (figura 02), de modo a mantê-los em condições controladas de temperatura e umidade, até que brotem as radículas (pequenas formações embrionárias da futura raiz da planta), de cerca de oito milímetros, o que demora entre 5 e 8 dias.



Figura 02: Estufas de germinação. Fonte: CERVESIA (2003)

iv. Secagem: após retirar o excesso de água dos grãos por meio de peneiras, a cevada germinada (figura 03) é enviada para as estufas de secagem, onde se interrompe o processo de germinação pela ação do calor de ar injetado a uma temperatura de 45 a 50 °C.



Figura 03: Cevada germinada pronta para secagem. Fonte: CERVESIA (2003)

### **2.2.3. Preparo do mosto**

Mosto cervejeiro é a solução, em água potável, de carboidratos, proteínas, glicídios e sais minerais, resultantes da degradação enzimática dos componentes da matéria-prima que compõem o mosto (BRASIL, 2009). Esta solução aquosa de açúcares será o alimento para as

leveduras (*Saccharomyces cerevisiae*) que realizam a fermentação, dando origem ao álcool. Desta maneira, percebe-se a importância do correto preparo do mosto para que se obtenha uma cerveja de qualidade.

A obtenção do mosto segue diversas etapas:

- i. Moagem do malte: consiste em submeter o malte à ação de moinhos de martelo ou de rolo, de modo a romper a casca dos grãos e expor seu conteúdo (amido do grão maltado).
- ii. Mosturação: é um processo desenvolvido em via úmida, onde os grãos de malte moídos são misturados à água aquecida, em geral em torno de 65 °C, de modo a ativar a ação de enzimas presentes nos grãos. O adjunto deve ser aquecido em caldeira própria, mas depois necessita ser misturado ao malte em maceração para que as enzimas deste ajam sobre o amido do adjunto.
- iii. Filtração do mosto: remoção do resíduo dos grãos de malte e adjunto por meio de peneiras que utilizam como elementos filtrantes as próprias cascas do malte presentes no mosto, e a parte sólida retida é denominada bagaço de malte.
- iv. Fervura do mosto: o mosto é então aquecido na caldeira de fervura até a ebulição (~100 °C) por um período de 60 a 90 minutos, para que se obtenha sua estabilização microbiológica, bioquímica e coloidal. Este processo inativa as enzimas, coagula e precipita as proteínas, concentra e esteriliza o mosto.
- v. Clarificação: o mosto é submetido a um processo de decantação hidrodinâmica, realizado em um equipamento denominado *Whirlpool*, o qual consiste de um tanque circular onde o mosto entra tangencialmente em alta velocidade, separando as proteínas e outras partículas por efeito centrífugo. O resíduo sólido retirado nesta etapa do processo é denominado trub grosso.
- vi. Resfriamento do mosto: é realizado em um trocador de calor até uma temperatura entre 6 e 12 °C, dependendo do tipo de levedo a ser utilizado para a fermentação e então é aerado com ar estéril.

#### **2.2.4. Fermentação**

Uma vez tendo sido preparado o mosto, clarificado e resfriado, pode-se dar início a fermentação, processo central da indústria cervejeira (SANTOS, 2005).

O processo de fermentação dura de 6 a 9 dias, ao final do qual se obtém, além do mosto fermentado, uma grande quantidade de CO<sub>2</sub>, que após ser purificado é enviado para a etapa de carbonatação da cerveja (SANTOS, 2005).

Como durante a fermentação alcoólica ocorre uma intensa liberação de calor, a temperatura tende a se elevar incontrolavelmente. Por isso, os recipientes de fermentação devem estar equipados com instalações de refrigeração para o correto controle da temperatura (EHRHARTD & SASSEN, 1995).

Os fatores que afetam a etapa da fermentação são a composição química e a concentração do mosto, a cepa da levedura e seu estado fisiológico, a aeração do mosto e da própria levedura, a quantidade e o modo de inoculação da levedura no mosto (homogeneidade da mistura levedura/mosto), a temperatura do mosto e da levedura, a geometria e as dimensões dos tanques fermentadores (NAKANO, 2000).

A etapa de fermentação ocorre geralmente em tanques cilíndricos verticais construídos de aço inoxidável como o da figura 04. Possuem capacidades que variam de 500 a 13000 hL (50 a 1300 m<sup>3</sup>), podendo atingir a altura de 22 metros e diâmetros de 2 a 8 metros. O espaço vazio (para a baixa fermentação) varia de 8 a 25% do volume total. A base cônica possui angulação de 60 a 75° e devido à forte convecção do mosto em fermentação, quase não existem diferenças de temperatura, pH, redução de extrato e número de células de fermento suspensas durante a fermentação principal (CERVESIA, 2003).



Figura 04: Fermentadores cilíndricos ainda em fase de montagem (sem isolamento térmico). Fonte: DEDINI (2008).

Graças à base cônica, como a ilustrada na figura 05, a coleta do fermento é relativamente simples, sendo também possível separar o *trub* (decantado constituído de resinas de lúpulo, proteínas coaguladas e polifenóis). Os tanques podem ser instalados em ambientes refrigerados (neste caso não possuem isolamento térmico), ou ao ar livre, com sistemas individuais de refrigeração (CERVESIA, 2003).



Figura 05: Fundos de tanques cilíndricos. Fonte: DEDINI (2008)

Após a fermentação obtém-se o mosto fermentado, chamado também de *cerveja verde*, que já possui diversas características da cerveja a ser produzida. No entanto antes de proceder ao envase do produto certas providências são necessárias, de modo a gaseificar a bebida, garantir sua qualidade e fornecer características organolépticas adicionais (SANTOS, 2005).

#### **2.2.5. Maturação**

Ao final da fermentação existe uma grande quantidade de microorganismos e substâncias indesejáveis misturados à cerveja. De modo a separá-los, promove-se a maturação, processo onde se mantém a cerveja em descanso a uma temperatura de zero grau (ou menos), durante um período de 15 a 60 dias (SANTOS, 2005).

A maturação tem seu início em temperaturas de 0 °C a -2 °C e é a etapa em que ocorre a fermentação secundária (devido à ação da levedura sobre os açúcares residuais), saturação com CO<sub>2</sub>, clarificação e o amadurecimento dos componentes de aroma e paladar (redução do *diacetyl*), ou seja, confere estabilidade à cerveja. Desse modo, a maturação confere a definição das características de identidade da cerveja produzida.

Com o objetivo de remover impurezas que ainda não decantaram e proporcionar a limpidez final do produto, procede-se a uma etapa de filtração da cerveja após a maturação através de filtros de velas verticais ou placas horizontais. Pode-se haver ainda uma etapa final de filtração com filtro de cartucho para polimento. O resíduo sólido gerado nesta etapa é a torta de filtração denominada trub fino, de alto conteúdo nitrogenado.

O teor de CO<sub>2</sub> existente na cerveja ao final do processo não é suficiente para atender as necessidades do produto. Desta forma, realiza-se uma etapa de carbonatação da mesma, por meio da injeção do gás carbônico gerado na etapa de fermentação.

Para a produção de cerveja são necessários diversos insumos, tais como: vapor, energia elétrica, amônia (nem todas utilizam este composto para resfriamento), gás carbônico, ar comprimido, água e produtos químicos para limpeza de equipamentos. Uma descrição das principais atividades deste setor é apresentada na figura 01 (SANTOS, 2005).

### **2.3. Transferência de calor**

Para o equipamento em análise (fermentador cilíndrico-cônico) desconsideram-se as trocas térmicas de radiação proveniente do meio externo (sistema adiabático), e condução de calor através do isolamento térmico (total), o qual é composto de poliuretano expandido e manta asfáltica, pois estes valores são muito pequenos quando comparados com a transferência de calor por convecção.

#### **2.3.1. Convecção de calor**

Convecção é a transferência de energia entre uma superfície e um fluido em movimento sobre a superfície (INCROPERA, 2003). Ocorre pela combinação de condução molecular e movimento macroscópico do fluido adjacente a superfícies aquecido, como ilustrado na figura 06 (KITTO, 2005).

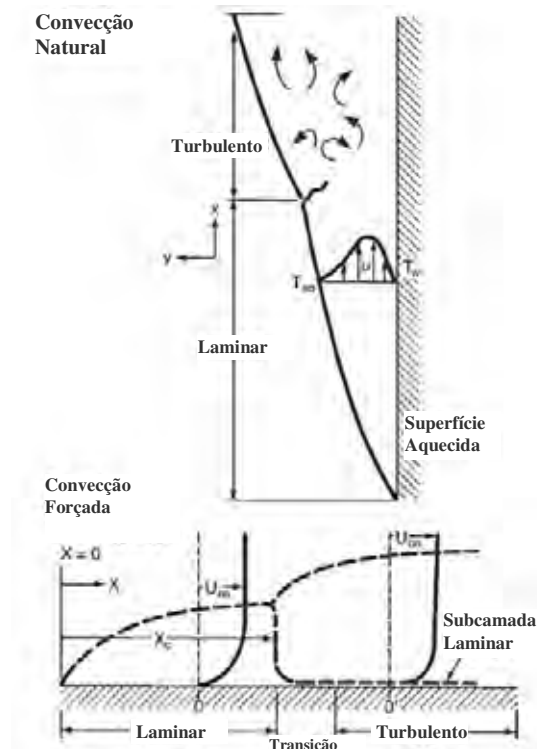


Figura 06: Convecção Natural e Forçada. Acima, camada limite em uma placa plana vertical. Abaixo, perfis de velocidade para camadas limite de fluxos laminar e turbulento sobre uma placa plana (ASHRAE, 2001)

Convecção natural ocorre quando o movimento do fluido é devido aos efeitos das forças ascensionais causados por diferenças locais de densidade. Na porção superior da figura 06, o movimento do fluido é devido ao fluxo de calor da superfície para o fluido; a densidade do fluido decresce causando a ascensão do fluido menos denso e substituído pelo fluido mais frio (mais denso). Convecção forçada resulta de forças mecânicas de diferentes dispositivos como, por exemplo, ventiladores movimentando fluidos. A taxa de troca térmica por convecção,  $Q_{cv}$ , é definida pela equação (1).

$$Q_{cv} = h \cdot A \cdot (T_s - T_f)$$

1

onde  $h$  é o coeficiente de transferência de calor local,  $A$  é a área da superfície,  $T_s$  e  $T_f$  as temperaturas da superfície e do fluido. A equação (1) é conhecida como *Lei de Resfriamento de Newton* (KITTO, 2005).



Os chamados números adimensionais são utilizados nos problemas relativos à transmissão de calor por convecção por possuírem uma significação física (WEBSTER, 1999).

O número adimensional de *Nusselt* define a transferência de calor por convecção. A relação entre o coeficiente de troca térmica e o Número de *Nusselt*,  $Nu$ , é expressa em (2):

$$h = Nu \cdot \frac{k}{L} \quad 2$$

onde  $L$  é o comprimento característico (o comprimento  $L$  de uma placa plana, o diâmetro hidráulico  $d_h$  de um tubo, ou a metade do perímetro de um fio; como mostra a figura 07). O diâmetro hidráulico  $d_h$ , equação (03), pode ser calculado utilizando-se o perímetro molhado  $P$  e a área da seção transversal  $A$  do tubo:

$$d_h = \frac{4 \cdot A}{P} \quad 3$$

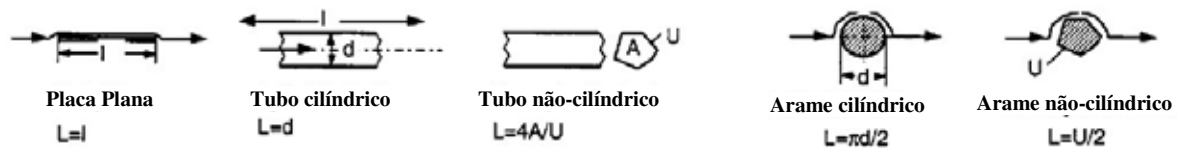


Figura 07: Definição de comprimento característico para diferentes objetos (ASHRAE, 2001)

Valores para o diâmetro hidráulico de diversos perfis de serpentina meia-cana são apresentados nos Apêndice A.3 e A.4.

O número adimensional mais relevante que descreve o fluxo é o Número de *Reynolds*,  $N_{Re}$ . Ele define a relação entre o efeito de inércia e o efeito viscoso dos fluidos (equação 04) e também a possibilidade de desenvolvimento de turbulência.

$$N_{Re} = \frac{V \cdot L \cdot \rho}{\mu} \quad 4$$

onde  $V$  é velocidade média do fluxo e  $L$  é o diâmetro do conduto (comprimento característico); a relação entre a densidade  $\rho$  e a viscosidade dinâmica  $\mu$  é a viscosidade cinemática do fluido,  $\nu$ , definida pela equação (05):

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad 5$$

O Número de *Prandtl* ( $N_{Pr}$ ) é o parâmetro que relaciona as espessuras relativas das camadas limite hidrodinâmica e térmica, conforme a equação (06):

$$N_{Pr} = \frac{c_p \cdot \mu}{k} \quad 6$$

onde  $c_p$  é o calor específico do fluido à pressão constante.

A Tabela 01 mostra algumas equações para o cálculo do Número de *Nusselt*. As propriedades do fluido (viscosidade cinemática,  $\nu$ , e o Número de *Prandtl*,  $N_{Pr}$ ) devem ser escolhidas à temperatura média (equação 07):

$$\partial_m = \frac{(\partial_i + \partial_o)}{2} \quad 7$$

Tabela 01: Número de *Nusselt* para convecção Forçada (ASHRAE, 2001)

| Objeto          | $Nu_{LAM}$ para regime laminar                                                                                                                                                                     | $Nu_{TURB}$ para regime turbulento                                                                                                                                                                                        |
|-----------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Placa plana     | $Nu_{lam} = 0,664 \cdot \sqrt{N_{Re}^3} \cdot \sqrt{N_{Pr}}$ $N_{Re} < 10^5; 0,6 < N_{Pr} < 2000$                                                                                                  | $Nu_{Turb} = \frac{0,037 \cdot N_{Re}^{0,8} \cdot N_{Pr}}{1 + 2,443 \cdot N_{Re}^{-0,1} \cdot (N_{Pr}^{2/3} - 1)}$ $10^5 < N_{Re} < 10^7; 0,6 < N_{Pr} < 2000$                                                            |
| Tubo cilíndrico | $Nu_{lam} = 3,65 + \frac{0,19 \cdot (N_{Re} \cdot N_{Pr} \cdot d/l)^{0,8}}{1 + 0,117 \cdot (N_{Re} \cdot N_{Pr} \cdot d/l)^{0,467}}$ $N_{Re} < 2300; 0,1 < (N_{Re} \cdot N_{Pr} \cdot d/l) < 10^4$ | $Nu_{Turb} = \frac{\xi/8 \cdot (N_{Re} - 1000) \cdot N_{Pr}}{1 + 12,7 \cdot \sqrt{\xi/8} \cdot (N_{Pr}^{2/3} - 1)} \left[ 1 + \left( \frac{d}{l} \right)^{2/3} \right]$ $\xi = (1,28 \cdot \log_{10} N_{Re} - 1,64)^{-2}$ |

No caso de convecção natural, o Número de *Nusselt* depende do Número de *Grashof*, *Gr*, o qual descreve a influência das forças ascensionais em um fluido, como mostra a equação (08):

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot L^3 \cdot \Delta T}{\nu_c^2} = \frac{g \cdot \beta \cdot L^3 \cdot \Delta T \cdot \rho_c^2}{\mu_c^2} \quad 8$$

onde  $\Delta T$  é a diferença de temperatura entre o fluido mais quente e o ambiente.

O Número de *Nusselt* é uma função do produto do Número de *Prandtl* e do Número de *Grashof* (também conhecido como Número de *Rayleigh*). Para calcular a transferência de calor por convecção natural, determina-se o produto  $Gr \cdot N_{Pr} = Ra$ , para descobrir se a camada limite é laminar ou turbulenta; então se aplica a equação apropriada da Tabela 02 (ASHRAE, 2001).

Tabela 02: Equações para Convecção Natural (ASHRAE, 2001).

| Correlações genéricas                                                                             |                                                                                                                                                           |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>a) Comprimento característico L</b>                                                            | $h = c \cdot \frac{k}{L} \left( \frac{L^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta \cdot g \cdot \Delta T}{\mu^2} \right)_f^M \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_s} \right)_f^N$ |
| Placas verticais ou tubos                                                                         | L = altura                                                                                                                                                |
| Placas horizontais                                                                                | L = comprimento                                                                                                                                           |
| Tubos horizontais                                                                                 | L = diâmetro                                                                                                                                              |
| Esferas                                                                                           | L = 0,5 x diâmetro                                                                                                                                        |
| Bloco retangular, com comprimento horizontal $L_H$ e vertical $L_V$                               | $1/L = (1/L_H) + (1/L_V)$                                                                                                                                 |
| Placas horizontais ou verticais, tubos, blocos retangulares, e esferas                            |                                                                                                                                                           |
| (1) Faixa laminar, com $Gr \times N_{Pr}$ entre $10^4$ e $10^8$                                   | $Nu = 0,56 \cdot (Gr \cdot N_{Pr})^{0,25}$                                                                                                                |
| (2) Faixa turbulenta, com $Gr \times N_{Pr}$ entre $10^8$ e $10^{12}$                             | $Nu = 0,13 \cdot (Gr \cdot N_{Pr})^{0,33}$                                                                                                                |
| Para arames horizontais ou verticais, com L = diâmetro com $Gr \times N_{Pr}$ entre $10^{-7}$ e 1 | $Nu = (Gr \cdot N_{Pr})^{0,1}$                                                                                                                            |

Quando um fluido escoar ao longo de uma placa plana, uma *camada limite* forma-se adjacente à placa. A velocidade do fluido na superfície da placa é zero e eleva-se ao valor de corrente máxima quando passa pelo topo da camada limite (Figura 08 e Tabela 03).

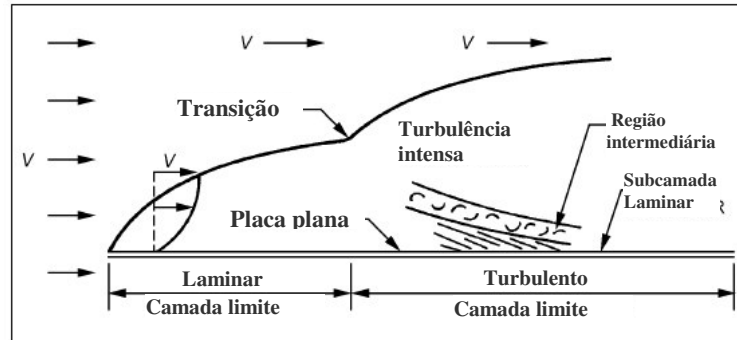


Figura 08: Camada limite acima de uma placa plana na para convecção forçada (ASHRAE, 2001)

Tabela 03: Equações para convecção forçada (ASHRAE, 2001).

| Correlações genéricas                                                                                                               |                                                                                                                                                                                   |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>a) Fluxo turbulento internamente a tubos</b>                                                                                     | $\frac{h.D}{k} = c. \left( \frac{G.D}{\mu} \right)^m. \left( \frac{\mu.c_p}{k} \right)^n$                                                                                         |
| (1) Utilizando propriedades do fluido à temperatura de corrente homogênea                                                           | $\frac{h.D}{k} = 0,023. \left( \frac{G.D}{\mu} \right)^{0,8}. \left( \frac{\mu.c_p}{k} \right)^{0,4}$                                                                             |
| (2) Idem a (1), exceto $\mu$ à temperatura de superfície $t_s$                                                                      | $\frac{h}{C_p.G} \left( \frac{c_p.\mu}{k} \right)^{2/3}. \left( \frac{\mu_s}{\mu} \right)^{0,14} = \frac{0,023}{(G.D/\mu)^{0,2}}$                                                 |
| (3) Utilizando as propriedades do fluido à temperatura de filme                                                                     | $\frac{h}{C_p.G} \left( \frac{c_p.\mu}{k} \right)_f^{2/3}. \left( \frac{\mu_s}{\mu} \right)^{0,14} = \frac{0,023}{(G.D/\mu_f)^{0,2}}$                                             |
| (4) Para fluidos viscosos, utilizando a viscosidade $\mu$ à temperatura de corrente homogênea e $\mu_s$ à temperatura de superfície | $\frac{h.D}{k} = 0,027. \left( \frac{G.D}{\mu} \right)^{0,8}. \left( \frac{\mu.c_p}{k} \right)^{1/3}. \left( \frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0,14}$                                    |
| <b>b) Fluxo laminar internamente a tubos</b>                                                                                        |                                                                                                                                                                                   |
| (1) Para grande $D$ ou alto $\Delta t$ , o efeito da convecção natural deve ser incluído                                            | $\frac{h.D}{k} = 1,86 \left[ \left( \frac{G.D}{\mu} \right). \left( \frac{\mu.c_p}{k} \right). \left( \frac{D}{L} \right) \right]^{1/3}. \left( \frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0,14}$ |
| (2) Para tubos muito longos                                                                                                         | Quando $\left[ \left( \frac{G.D}{\mu} \right). \left( \frac{\mu.c_p}{k} \right). \left( \frac{D}{L} \right) \right] < 20$ não deve ser utilizada                                  |

### 2.3.2. Coeficiente de película de fluidos em tubos

Uma razoável correlação dos resultados para aquecimento e resfriamento de diversos fluidos no regime turbulento internos a tubos horizontais pode ser definida pela equação (09) a seguir (McADAMS, 1954):

$$h_{co} = 0,023 \cdot \frac{k}{D_h} \cdot (N_{Re})^{0,8} \cdot (N_{Pr})^{0,4} \quad 9$$

Esta equação aplica-se onde o número de *Reynolds* está entre 10.000 e 120.000, o número de *Prandtl* entre 0,7 e 120, o comprimento do tubo é pelo menos 60 diâmetros e a diferença de temperatura entre os dois lados do filme não é grande. As propriedades físicas do fluido são estimadas à temperatura da corrente do corpo principal (*bulk temperature* – temperatura resultante da corrente do fluido em qualquer ponto do caminho se esta estiver completamente homogênea).

Com base em observações precedentes e como resultado de testes com óleos viscosos, concluiu-se que os coeficientes superficiais para o aquecimento e o resfriamento de líquidos viscosos em regime turbulento são expressos pela equação (10) - (SIDER & TATE, 1936):

$$h_{co} = 0,027 \cdot \frac{k}{D_h} \cdot (N_{Re})^{0,8} \cdot (N_{Pr})^{1/3} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0,14} \quad 10$$

Onde todas as propriedades físicas são avaliadas à temperatura da corrente do fluido, exceto  $\mu_s$ , a viscosidade à temperatura superficial.

### 2.3.3. Líquidos em tubos espiralados

Se os tubos são em forma de espiras helicoidais, a turbulência pode ser ampliada e um conseqüente aumento no coeficiente de película também é esperado. Uma investigação em filmes de água em um trocador de calor duplo tubo mostrou o coeficiente total de transferência de calor para tubos espiralados ser, aproximadamente, 20% maior que em tubos retos (RICHTER, 1919).

### 2.3.4. Coeficiente de película para convecção natural

Resultados de testes de convecção livre com vários fluidos, ambos líquidos e gases, escoando ao longo de tubos horizontais singulares e fios e ao longo de planos verticais, levaram à equação (11) para o cálculo do coeficiente de película para convecção natural:

$$h_{co} = C \cdot \frac{k}{L} \cdot (Gr \cdot N_{Pr})^n$$

11

Os valores para  $C$  e  $n$  podem ser obtidos das tabelas 04 e 05:

Tabela 04: Coeficientes  $C$  para a equação 11 em função do produto  $Gr \times N_{Pr}$  (BROWN & MARCO, 1958)

| $Gr \times N_{Pr}$                         | $10^3 - 10$ | $> 10$    |
|--------------------------------------------|-------------|-----------|
|                                            | <b>C</b>    |           |
| Placas verticais                           | 0,55        | 0,13      |
| Cilindros horizontais (tubos e arames)     | 0,45        | 0,11      |
| Cilindros longos verticais                 | 0,45-0,55   | 0,11-0,13 |
| Placas horizontais, lado quente para cima  | 0,71        | 0,17      |
| Placas horizontais, lado quente para baixo | 0,35        | 0,08      |
| Esperas (L = raio)                         | 0,63        | 0,15      |

Tabela 05: Coeficientes  $n$  para a equação 11 em função do produto  $Gr \times N_{Pr}$  (BROWN & MARCO, 1958)

| $Gr \times N_{Pr}$ | <b>n</b> |
|--------------------|----------|
| $< 10^3$           | $< 1/4$  |
| $10^3 - 10^9$      | $1/4$    |
| $> 10^9$           | $1/3$    |

## 2.4. Refrigeração

### 2.4.1. Terminologia utilizada em refrigeração

Refrigeração significa esfriar constantemente, conservar frio extraindo-se calor do corpo que se quer refrigerar (no caso o tanque fermentador), transferindo-o para outro corpo com temperatura menor (amônia).

A seguir são fornecidas algumas terminologias utilizadas na refrigeração (ASHRAE, 2001).

- Refrigerante circulante: quantidade de refrigerante que circula no sistema para cada tonelada de capacidade.
- Sistema de refrigeração inundado: sistema de refrigeração em que só uma parte do refrigerante que circula é evaporada, sendo o restante separado do vapor e recirculado (ex.: evaporadores).
- Substância pura: qualquer substância que tem composição química invariável e homogênea. Ela pode existir em mais de uma fase (sólida, líquida ou gasosa), mas a composição química é a mesma em todas as fases.
- Amônia: comercialmente chamada de anidra (anidro = isento de água, especialmente de água de cristalização), é um refrigerante (NH<sub>3</sub>).
- Ciclo fechado: processo ou uma série de processos onde os estados iniciais e finais do sistema (da substância) são idênticos.
- Efeito refrigerante: ou Capacidade Frigorífica, é a quantidade de calor absorvida no evaporador, que é a mesma quantidade de calor retirada do espaço que deve ser refrigerado. Mede-se o efeito refrigerante subtraindo-se o calor contido em 1 kg de refrigerante que entra na válvula de expansão do calor contido no mesmo quilograma de refrigerante ao entrar no compressor.
- Coeficiente de eficácia (de desempenho): relação entre o efeito refrigerante e o trabalho de compressão. Um alto coeficiente de desempenho significa alto rendimento (quantidade pequena de trabalho para uma dada refrigeração). Os valores teóricos deste coeficiente variam desde 2,5 até mais de 5. Esta relação pode ser descrita da seguinte forma:

$$\beta_e = \frac{ENERGIA_{\text{útil}}}{ENERGIA_{\text{gasta}}} = \frac{Q_L}{|W_C|} \quad 12$$

sendo  $Q_L$  a transferência de calor no evaporador (refrigeração) e  $W_C$  o trabalho de compressão.

O índice de desempenho de um ciclo de refrigeração não é denominado eficiência porque esse termo é geralmente reservado para designar a razão entre o que se obtém e o que se gasta.

#### 2.4.2. Diagramas de *Mollier*

As propriedades termodinâmicas de uma substância são freqüentemente apresentadas, além de tabelas, em diagramas que podem ter por ordenada e abscissa, temperatura e entropia, entalpia e entropia ou pressão absoluta e entalpia, respectivamente.

O diagrama tendo como ordenada a pressão absoluta (p) e como abscissa a entalpia (h) é mais freqüente nos fluidos frigoríficos porque, nestas coordenadas, é mais adequado à representação do ciclo termodinâmico de refrigeração. Estes diagramas são conhecidos por *Diagrama de Mollier* (o da amônia encontra-se no Apêndice C). As características gerais de tais diagramas são as mesmas para todas as substâncias puras.

#### 2.4.3. Ciclo de refrigeração

Pode-se chamar de ciclo de refrigeração o circuito fechado onde o gás refrigerante, transformando-se sucessivamente em líquido e vapor, possa absorver calor a baixa temperatura e pressão pela sua evaporação e rejeitar calor a alta temperatura e pressão pela condensação.

Na prática, isso é conseguido a partir de quatro elementos fundamentais indicados na figura 09.



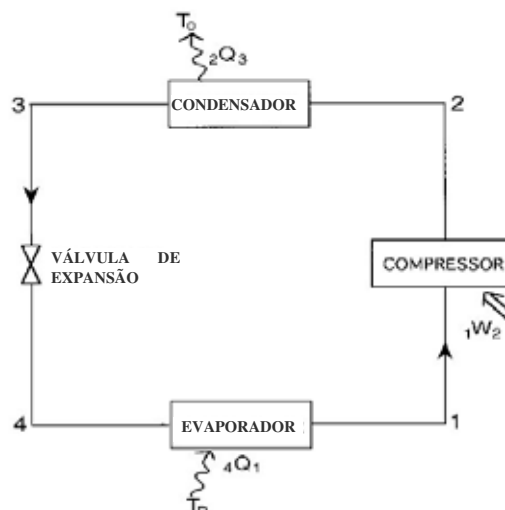


Figura 09: Esquema do Sistema de Refrigeração com os Equipamentos Básicos (ASHAE, 2001)

#### 2.4.4. Ciclo teórico simples

Um ciclo térmico real qualquer deveria ter como referência para comparação o ciclo de *Carnot*, por ser este o ciclo de maior rendimento térmico. Entretanto, dado as peculiaridades do ciclo de refrigeração por compressão de vapor definiu-se outro ciclo ideal em que, o ciclo real mais se aproxima, e, portanto, torna-se mais fácil comparar o ciclo real com este ciclo ideal. Este ciclo ideal é aquele que terá melhor eficácia operando nas mesmas condições do ciclo real.

O ciclo ideal de refrigeração utilizado é o ciclo de *Rankine*, porém o processo de expansão isentrópica do estado 3-4 (figura 10) ocorrerá na região bifásica com título baixo. Como consequência, o trabalho realizado neste processo será pequeno e não é viável incluir um dispositivo no ciclo para realização deste trabalho, utilizando-se assim um dispositivo de estrangulamento que pode ser uma válvula ou um tubo de pequeno diâmetro com um comprimento pré-estabelecido (SONTAG, 2003).

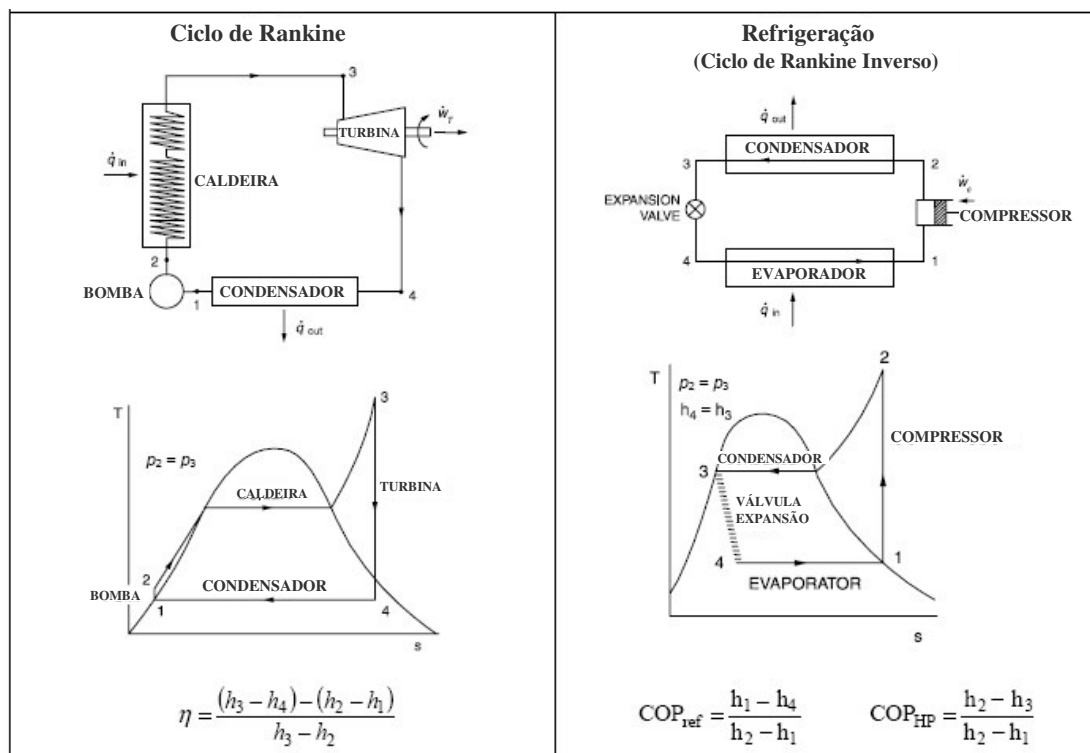


Figura 10: Ciclos termodinâmicos (CLEMSON, 2000)

#### 2.4.5. Agentes refrigerantes

Os sistemas atualmente em uso nos processos de resfriamento em fermentadores, em sua maioria, utilizam de refrigeração por compressão de vapor. Estes se fundamentam na capacidade de algumas substâncias, denominadas agentes refrigerantes, absorverem grande quantidade de calor quando passam do estado líquido para o gasoso.

As características desejáveis para um agente refrigerante são (VILELA, 2004):

- ser volátil ou capaz de se evaporar;
- apresentar calor latente de vaporização elevado;
- requerer o mínimo de potência para sua compressão à pressão de condensação;
- apresentar temperatura crítica bem acima da temperatura de condensação;
- ter pressões de evaporação e condensação razoáveis;
- produzir o máximo possível de refrigeração para um dado volume de vapor;
- ser estável, sem tendência a se decompor nas condições de funcionamento;

- não apresentar efeito prejudicial sobre metais, lubrificantes e outros materiais utilizados nos demais componentes do sistema;
- não ser combustível ou explosivo nas condições normais de funcionamento;
- possibilitar que vazamentos sejam detectáveis por verificação simples;
- ser inofensivo às pessoas;
- ter um odor que revele a sua presença;
- ter um custo razoável e,
- existir em abundância para seu emprego comercial.

A amônia atende à quase totalidade destes requisitos, com ressalvas apenas para sua alta toxicidade e por tornar-se explosiva em concentrações de 15 a 30% em volume. Ademais, apresenta vantagens adicionais, como o fato de ser o único agente refrigerante natural ecologicamente correto, por não agredir a camada de ozônio tampouco agravar o efeito estufa (VILELA, 2004).

Tabela 06: Dados da Amônia Utilizada como Fonte de Resfriamento do Fermentador  
(VILELA, 2004)

| <b>Amônia</b>                                                                 |                                            |
|-------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------|
| Ponto de ebulição: 33,35 °C                                                   | Peso molecular: 17 g/mol                   |
| Ponto de fusão: 77,7 °C                                                       | Densidade a 20 °C: 0,682 g/cm <sup>3</sup> |
| Aparência e odor: gás comprimido liquefeito, incolor, com odor característico |                                            |
| Ponto de fulgor: gás na temperatura ambiente                                  | Temperatura de auto-ignição: 651 °C        |

#### 2.4.6. Refrigeração no processo cervejeiro

A refrigeração é um fator de extrema relevância no processo cervejeiro, tanto por razões físicoquímicas do processo como para o controle da atividade biológica desenvolvida na fermentação.

No processo cervejeiro há alguns pontos onde a refrigeração é necessária em maior escala, a saber:

- i. Resfriamento do mosto: são utilizados trocadores de calor, que consiste de um equipamento dotado de tubulações dentro das quais passa o mosto quente, e em torno da qual passa água fria, reduzindo assim a temperatura do mosto e pré-aquecendo a água. Deste modo obtém-se o mosto resfriado, que é enviado às próximas etapas do processo, e a água aquecida, que pode ser utilizada na preparação de nova batelada de mosto, economizando energia para seu aquecimento;
- ii. Fermentação e Maturação: durante as etapas de fermentação e maturação, em geral, são utilizados sistemas centralizados de resfriamento, que atuam sobre um fluido de trabalho (água, amônia, etilenoglicol, etanol, etc.) que circula por uma serpentina no interior das dornas. Neste caso, a mesma dorna pode ser usada para a fermentação e a maturação, alterando apenas as condições de temperatura para controle do processo. Além desta alternativa, há casos de dornas com resfriamento por *encamisamento*, e outras ainda, mais antigas, instaladas em salas refrigeradas.
- iii. Pasteurização: Com o intuito de reutilizar a água efluente da pasteurização no próprio processo, pode-se reduzir sua temperatura em torre de resfriamento ou uma central local de refrigeração (SANTOS, 2005).

## **2.5. Processos fermentativos**

### **2.5.1. Batelada**

No processo descontínuo simples, prepara-se certo meio de cultura que seja adequado à nutrição e desenvolvimento do microrganismo, bem como o acúmulo do produto desejado, e coloca-se este meio de cultura em um fermentador. Adiciona-se o microrganismo responsável pelo processo biológico (inóculo) e aguarda-se que o processo ocorra. Após um determinado tempo de fermentação, retira-se o mosto fermentado do fermentador e executam-se as operações unitárias necessárias para a recuperação do produto.

Este processo é o mais seguro quando se tem problema de manutenção e condições de assepsia, pois ao final de cada batelada imagina-se que o fermentador deva ser esterilizado juntamente com o novo meio de cultura, recebendo um novo inóculo (SCHIMIDELL; FACCIOTTI, 2001).

A fermentação descontínua pode levar a baixos rendimentos e/ou produtividades, quando o substrato adicionado de uma só vez no início da fermentação exerce efeitos de inibição, repressão, ou desvia o metabolismo celular a produtos que não interessam (CARVALHO; SATO, 2001a).

O fermentador batelada será sempre usado como base para as comparações de eficiências atingidas com relação aos outros processos, mas a sua baixa eficiência estimula o surgimento de formas alternativas (SCHIMIDELL; FACCIOITI, 2001).

### **2.5.2. Batelada alimentada**

O processo batelada alimentada, também conhecida como *Melle-Boinot*, é um processo onde o substrato é alimentado sob condições controladas até atingir o volume do fermentador (ZARPELON; ANDRIETTA, 1992).

Basicamente, o processo descontínuo alimentado é definido como uma técnica em processos microbianos, onde um ou mais nutrientes são adicionados ao fermentador durante o cultivo e os produtos aí permanecem até o final da fermentação. A vazão de alimentação pode ser constante ou variar com o tempo, e a adição de mosto pode ser de forma contínua ou intermitente (CARVALHO; SATO, 2001b).

### **2.5.3. Processo contínuo**

O processo de fermentação contínuo caracteriza-se por possuir uma alimentação contínua de meio de cultura a uma determinada vazão constante, sendo o volume de reação mantido constante através da retirada contínua de mosto fermentado (FACCIOITI, 2001).

## **2.6. Fermentação e maturação em vasos cilíndricos (CCV's)**

Os caminhos para uma maior rentabilidade no processo e na produção de grandes volumes levaram inevitavelmente à introdução de unidades de produção maiores para fermentação e maturação da cerveja. Os resultados com fermentadores cilíndricos de

grande capacidade, que as cervejarias agora consideram indispensáveis, provaram ser muito eficientes.

### **2.6.1. Projeto, configuração e materiais de construção de vasos cilindrocônicos**

Os tanques cilindrocônicos são constituídos de uma parte cilíndrica superior e uma parte cônica inferior. Como resultado deste formato, os produtos da fermentação são completamente removidos. Os processos de esvaziamento e limpeza também são facilitados.

Atualmente os tanques de armazenamento de cerveja – como os fermentadores, filtros, etc. – são feitos quase exclusivamente de aço cromo-níquel. Porém não somente o material do vaso que tem grande importância, mas também a rugosidade interna do vaso. Esta deve ser a mais polida possível e não conter reentrâncias de microscópicas dimensões.

Uma superfície de rugosidade reduzida é essencial em particular no fundo do vaso e das saídas de produto para prevenir o depósito de microorganismos (KUNZE, 1999).

### **2.6.2. Altura do mosto no CCV**

Testes mostraram que a composição dos produtos da fermentação é afetada pela altura do mosto. Deve-se levar em consideração que uma unidade de mosto fermentando a uma profundidade de 20 metros está sujeita a estes 20 metros de coluna de mosto – aproximadamente 2,0 kgf/cm<sup>2</sup> de sobrepressão. A partir de pesquisas atuais verificou-se que os fermentadores devem possuir uma altura de mosto em um vaso cilindrocônico de no máximo 15 m; porém há diversos fermentadores construídos com alturas de mosto de 23 a 27 metros (KUNZE, 1999).

### **2.6.3. Razão do diâmetro pela altura do mosto**

- a razão do diâmetro pela altura total do mosto deve ser 1 : 2 e,
- a razão do diâmetro pela altura do mosto na parte cilíndrica deve ser de 1 : 1 à 1 : 5 (KUNZE, 1999).

O ângulo do cone deve ser entre 60 e 90° e é usual utilizar 60 a 75° (figura 11). A capacidade dos vasos cilindrocônicos (m³) pode ser calculada, resumidamente, pela soma dos resultados das equações (13) e (14), as quais se referem à (OBERG *at al* , 1979):

- parte cilíndrica:

$$r^2 \cdot \pi \cdot h_C \quad 13$$

- parte cônica:

$$\frac{r^2 \cdot \pi \cdot h}{3} \quad 14$$

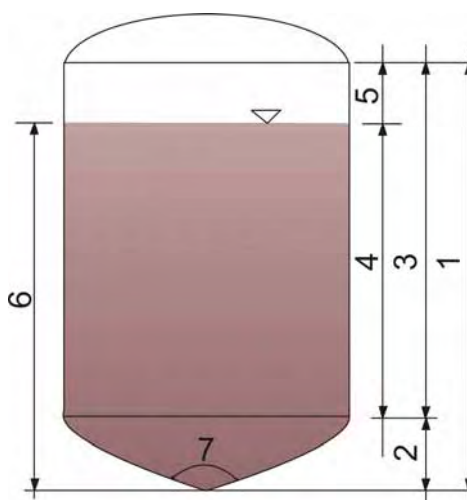


Figura 11: CCV como um cilindro e um cone: 1. altura total; 2. altura do cone (h); 3. altura do cilindro (h<sub>C</sub>); 4. altura de mosto no cilindro; 5. espaço livre acima da superfície do líquido; 6. altura total do mosto e 7. ângulo do cone. Fonte: KUNZE (1999)

#### 2.6.4. Espaço superior à altura do mosto

Os tanques para armazenamento de cerveja não podem ser preenchidos completamente pela fermentação devido ao enorme volume de espuma gerado pela emissão de CO<sub>2</sub>.

Basicamente, por esta razão, o volume do espaço acima da altura do mosto nos tanques de fermentação deve ser de no mínimo 25% do volume total de mosto (KUNZE, 1999).

#### **2.6.5. Equipamento para resfriamento do CCV**

O calor gerado pela fermentação deve ser removido. Os fatores de particular interesse para o resfriamento em um CCV são:

- o agente refrigerante empregado;
- o arranjo do resfriamento no CCV;
- as zonas de resfriamento e,
- o isolamento térmico no CCV.

A figura 12 representa o fermentador objeto de estudo. Observa-se o arranjo das serpentinas de resfriamento distribuídas em zonas com diversas entradas e saídas do agente refrigerante.



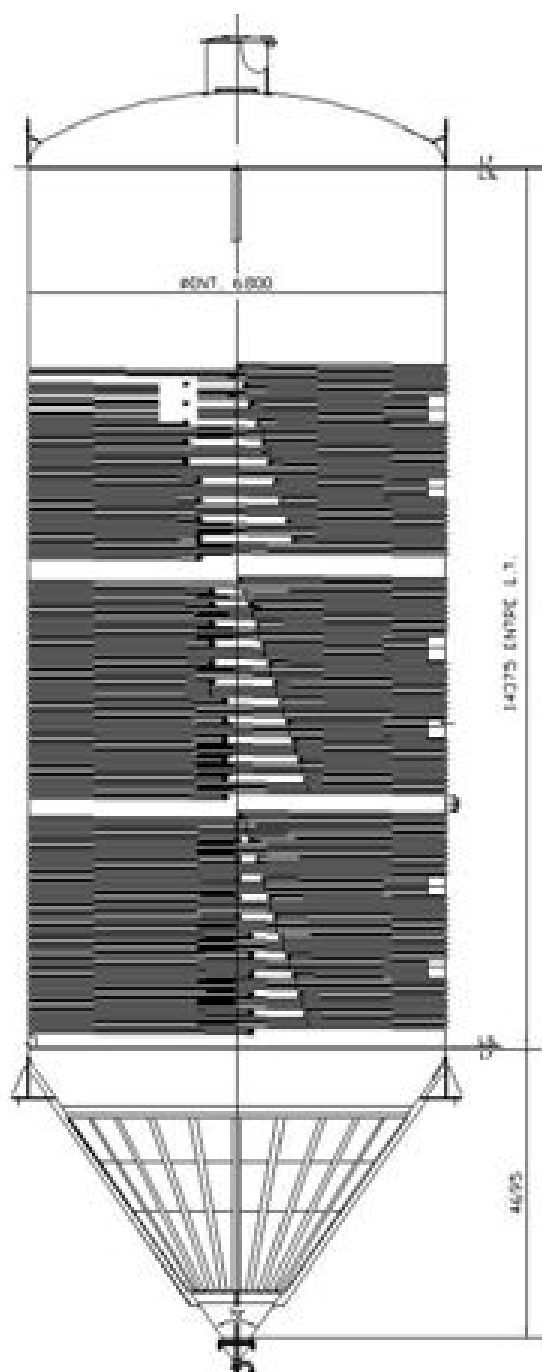


Figura 12: Fermentador Cilindrocônico em Estudo. Fonte: DEDINI (2008)

#### 2.6.6. Resfriamento direto e indireto

Os líquidos amônia e glicol são utilizados comumente para o resfriamento.

Glicol é uma mistura de álcool e água resfriada até cerca de  $-5\text{ }^{\circ}\text{C}$  na planta de resfriamento. Duas circulações estão envolvidas: o circuito do meio de resfriamento e o circuito do glicol (daí o termo resfriamento indireto).

Na refrigeração direta, amônia líquida é evaporada no próprio sistema de resfriamento do CCV, retirando assim o calor necessário das partes adjacentes (no caso o próprio fermentador).

Os fermentadores atuais são projetados para refrigeração direta, pois ela apresenta diversas vantagens em relação ao resfriamento por glicol, como por exemplo: bombas menores são requeridas; é possível trabalhar com compressores a maiores temperaturas; o estágio da circulação de glicol é desnecessário, entre outras. O fermentador em estudo foi projetado para a refrigeração direta.

A amônia líquida é introduzida normalmente em uma distribuição de tubos por um dispositivo pela parte superior e o mesmo evapora enquanto desce pelos passes. A distribuição dos tubos pode ser horizontal ou vertical. No caso da distribuição horizontal (ver figura 13) há de 4 a 6 passes de serpentinas por zona de resfriamento.

As vantagens de se ter um pequeno volume de  $\text{NH}_3$  nos segmentos de resfriamento são:

- os coletores podem ser menores;
- menor perda de carga nas serpentinas e, conseqüentemente, menor sistema de bombeamento e,
- há pouca re-evaporação do fluido refrigerante ( $\text{NH}_3$ ).

Muitas distribuições possuem de 12 a 15 unidades de  $\text{NH}_3$  por  $\text{m}^2$ , porém as unidades mais recentes possuem somente 4.5 por unidade de área ( $\text{m}^2$ ). Novos perfis mais rasos de evaporadores podem usar somente 1.9 por unidade de área ( $\text{m}^2$ ) – (KUNZE, 1999).

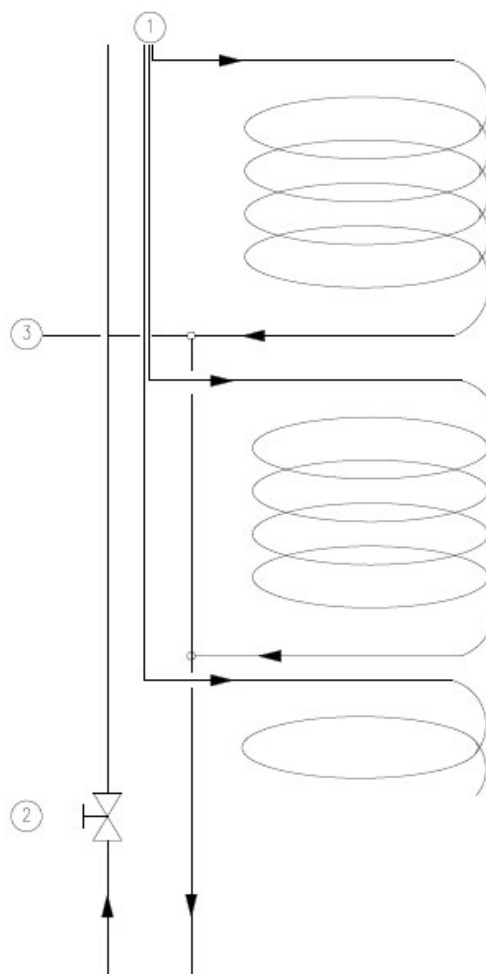


Figura 13: Distribuição horizontal de tubos para resfriamento por amônia: 1. distribuidor do meio de resfriamento para a seção, 2. válvula de controle de alimentação e 3. remoção da amônia quente. Fonte: KUNZE (1999)

No caso das distribuições verticais a zona de resfriamento não é subdividida no todo. Adaptações na configuração da distribuição dos tubos são, neste caso, realizadas por processos de modelamento a alta energia.

Atualmente também se utiliza de *bolsas* de resfriamento (jaquetas *dimple*) as quais são obtidas a partir de chapas metálicas soldadas em pontos em intervalos bem curtos (figura 14).



Figura 14: Jaquetas *dimple*. Fonte: <http://marks-brothers.com>

A cerveja também pode ser resfriada externamente removendo-a pelos bocais inferiores, resfriando-a em um trocador de calor a placas e bombeando-a de volta através de uma tubulação de 3 a 4 metros abaixo da superfície do líquido (cerveja). Como resultado, o mosto é mantido em suspensão e, conseqüentemente, a fermentação (KUNZE, 1999).

Para impedir uma subsequente sedimentação do mosto, a cerveja é bombeada da parte de cima do cone (figura 15).

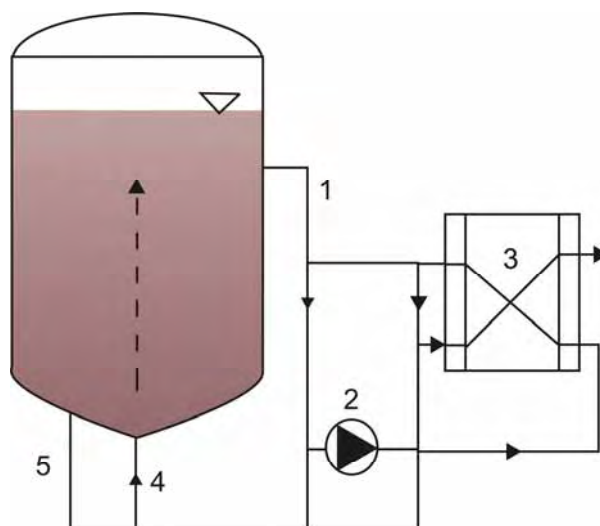


Figura 15: Fermentação com resfriamento externo (trocador de calor a placas) e bombeamento (KUNZE, 1999). 1: saída para recirculação; 2: bomba; 3: trocador de calor; 4: entrada de mosto recirculado e resfriado; 5: válvula de saída

### 2.6.7. Resfriamento e a temperatura em camadas

A temperatura não é uniformemente distribuída no interior do CCV. Numa fase intensiva da fermentação, consideráveis movimentos ocorrem – especialmente como resultado da geração de  $\text{CO}_2$ . Devido ao aquecimento do mosto nesta fase, é possível obter um bom resfriamento devido à grande movimentação do produto (mosto). Convecção também ocorre em um tanque devido ao escoamento da cerveja mais fria em direção ao cone enquanto a cerveja mais quente escoar para cima, por meio da diferença de densidade (figura 16).

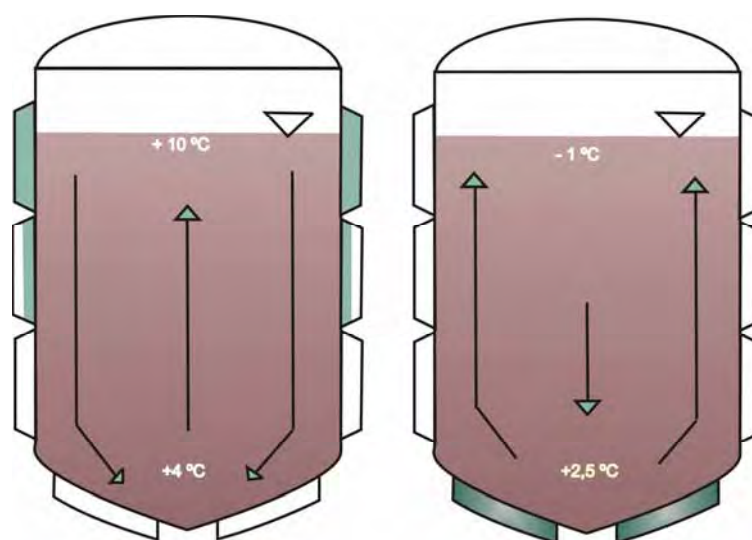


Figura 16: À esquerda, convecção internamente a um CCV; à direita, armazenamento a frio da cerveja (KUNZE, 1999)

Independentemente dos processos de fermentação e maturação, finalmente a temperatura na fase de armazenamento a frio é diminuída de 0 a -2 °C para precipitação das partículas resultantes. Esta temperatura é mantida por ao menos uma semana antes da cerveja ser filtrada e envasilhada. Nesta temperatura, há uma armazenagem (da cerveja) de características singulares, a qual pode ser elucidada pela referência à água: a água é mais densa a 4 °C (esta é a temperatura do fundo de lagos e oceanos); a água mais quente e o gelo elevam-se à superfície (vide figura 17).

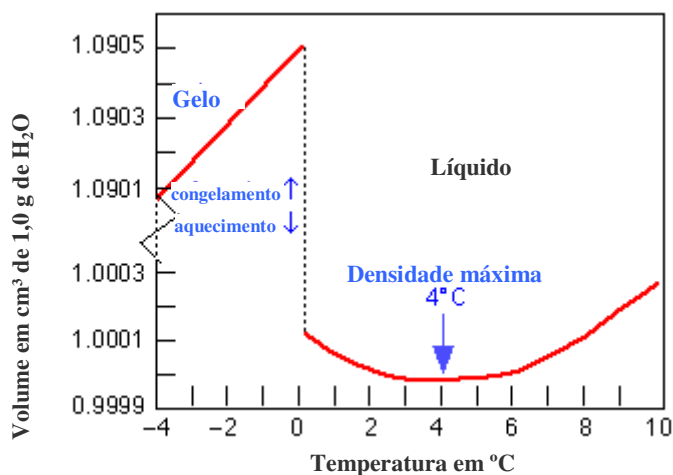


Figura 17: Comportamento da densidade da água em função da temperatura

A cerveja é mais densa à aproximadamente +2,5 °C. Cervejas com alta concentração de extrato são mais densas à +1,0 °C; cervejas com baixa concentração, +3,0 °C.

Para o resfriamento e armazenamento a frio da cerveja de 0 a -2 °C é essencial que o CCV tenha zonas de resfriamento no cone; de outro modo, é impossível resfriar esta região a estas temperaturas, pois a cerveja à +2,5 °C tenderá a situar-se no cone do vaso, devido à sua maior densidade a esta temperatura (KUNZE, 1999).

#### 2.6.8. Necessidade do resfriamento durante fermentação e maturação

Normalmente adota-se que durante a fermentação 586,6 kJ (140 kcal ou 0,16 kWh) são produzidos por kg de extrato.

Como exemplo, para um tanque que contém 2500 hl de cerveja 11% (percentagem de redução de extrato):

- em 1 hl,  $11 \times 586,6 \text{ kJ} = 6,453 \text{ MJ}$  de calor são produzidos;
- em 2500 hl,  $2500 \times 6,453 = 16,132 \text{ GJ}$ , considerando que todo o extrato é fermentado.

Na realidade somente 2/3 do extrato é fermentado, correspondendo a uma real redução de extrato de 65%. Isto significa que no presente caso, o total da fermentação, maturação e armazenamento no tanque é de:  $16,132 \times 0,65 = 10,486 \text{ GJ} = 2912 \text{ kWh}$  de calor é produzido

e deve ser removido, além de outras fontes de calor e diferenças de temperatura (KUNZE, 1999).

Calor não é gerado a uma taxa constante durante a fermentação e também não é removido a uma taxa constante. O tempo e a quantidade de calor dependem dos processos de fermentação e maturação e do tempo e taxa de resfriamento.

A maior necessidade de resfriamento ocorre em muitos casos durante o resfriamento da cerveja a 24-48 horas após a fermentação primária.

#### **2.6.9. Pontos importantes a considerar na fermentação e maturação em CCVs**

Levedura é sensível a mudanças rápidas de temperatura e mostra sinais de distúrbios em resfriamentos inesperados, com adversos efeitos na fermentação e na multiplicação. Durante as fases iniciais e logarítmicas, rápido resfriamento deve sempre ser evitado, e se mosto é adicionado este deve estar à mesma temperatura.

O indicador de estado da maturação da cerveja é a remoção de *diacetyl*, o qual é produzido naturalmente pelo próprio metabolismo da levedura e é responsável pelo aroma e paladar que lembram a manteiga. Tendo em vista que este paladar não é considerado agradável, o que se objetiva é manter o seu teor abaixo do limite de percepção sensorial (para a cerveja é em torno de 0,10 ppm). Pode-se assumir que se quase a totalidade de *diacetyl* é removida os aromas da *cerveja verde* também desaparecerão.

Após a maturação todas as cervejas devem ser resfriadas à -1 °C ou -2 °C e mantidas por pelo menos 7 dias a esta temperatura para alcançar a estabilidade coloidal.

É possível realizar a fermentação e a maturação em um tanque CCV – um tanque de processo com duplo propósito - ou a fermentação em um vaso cilindrocônico (CCV) e a maturação em um tanque de estocagem a frio (segundo CCV ou tanque convencional).

#### **2.6.10. Fermentação e maturação a frio**

A dosagem de leveduras é realizada de 6 a 7 °C e a temperatura é permitido chegar de 8 a 9 °C (figura 18). Após cerca de dois dias a maior temperatura é alcançada e esta é mantida por aproximadamente 2 dias antes de reduzi-la por volta de 3 a 4 °C. A cerveja é assim transferida contendo ainda extratos residuais da fermentação. Logo em seguida esta é

resfriada a temperatura de estocagem bem lentamente e a levedura pode remover o *diacetyl* ainda presente até níveis abaixo do valor limite. Então a cerveja é armazenada à -1 °C por ao menos uma semana.

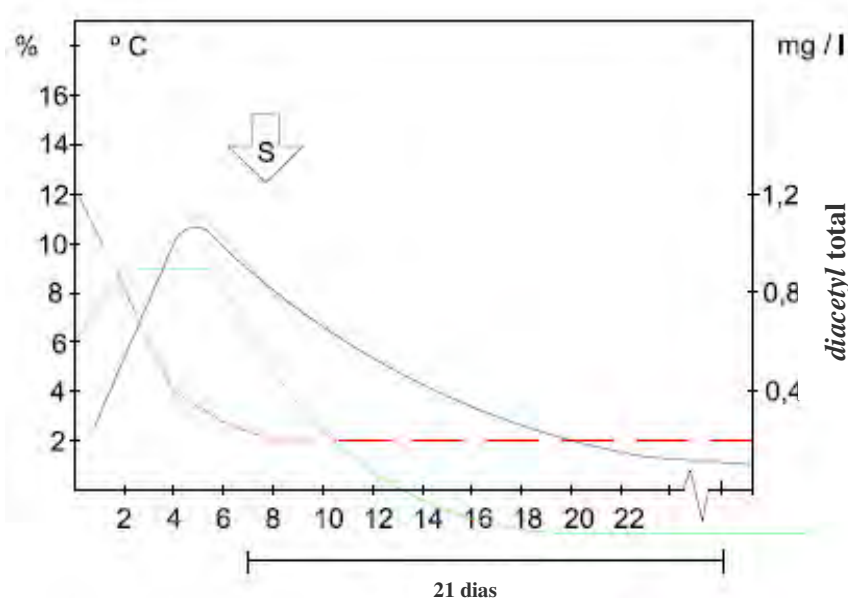


Figura 18: Gráfico de resfriamento: fermentação e maturação a frio (KUNZE, 1999)

#### 2.6.11. Fermentação a frio com acelerada maturação em um CCV

Neste processo a dosagem é realizada de 6 a 7 °C e a temperatura é novamente permitido chegar de 8 a 9 °C. Mas neste processo a temperatura é mantida e a cerveja é transferida para um tanque cilíndrico à mesma temperatura (figura 19).



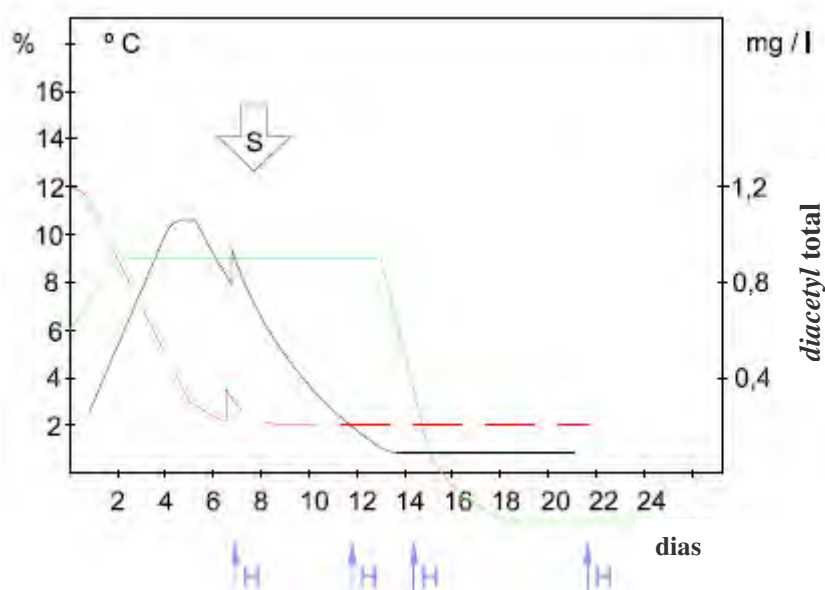


Figura 19: Gráfico de resfriamento: fermentação a frio com acelerada maturação (KUNZE, 1999)

#### 2.6.12. Fermentação a quente sem pressurização - Maturação a frio

Em pesquisas por meios de acelerar a fermentação e a maturação, é comprovado que todos os processos de fermentação e maturação ocorrem mais rapidamente a altas temperaturas.

Portanto, se a dosagem é realizada a 8 °C e a temperatura é permitida alcançar de 12 a 14 °C (figura 20), muito mais *diacetyl* é formado, porém é removido muito mais rapidamente e de forma mais completa.

Somente após a remoção do *diacetyl* a cerveja é resfriada à temperatura de armazenamento de -1 °C e mantida nesta temperatura por uma semana.

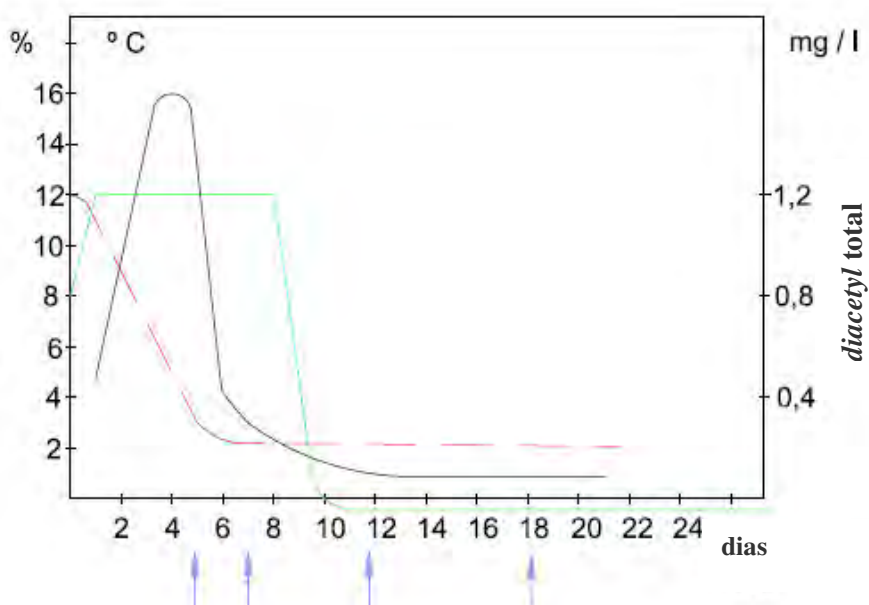


Figura 20: Gráfico de resfriamento: fermentação a quente sem pressurização e maturação a frio (KUNZE, 1999)

Este é o processo do fermentador objeto de análise, porém com pequenas diferenças quanto aos valores de tempo e temperatura de resfriamento (vide gráfico do Apêndice D).

### 2.6.13. Fermentação a frio e maturação a quente

Fermentação a quente sempre produz uma grande quantidade de subprodutos. Com fermentação a frio e maturação a quente há a vantagem de que há menos subprodutos formados e estes podem ser facilmente removidos durante a maturação a quente (figura 21).

No caso da fermentação primária a frio com maturação integrada, a fermentação é realizada de 8 a 9 °C para atenuar a fermentação em torno de 50%, então o resfriamento é ligado e a temperatura somente alcança de 12 a 13 °C.

Após a fase de maturação com controle de remoção de *diacetyl*, a cerveja é transferida e armazenada a frio por uma semana, ou é resfriada em um tanque à -1 °C.

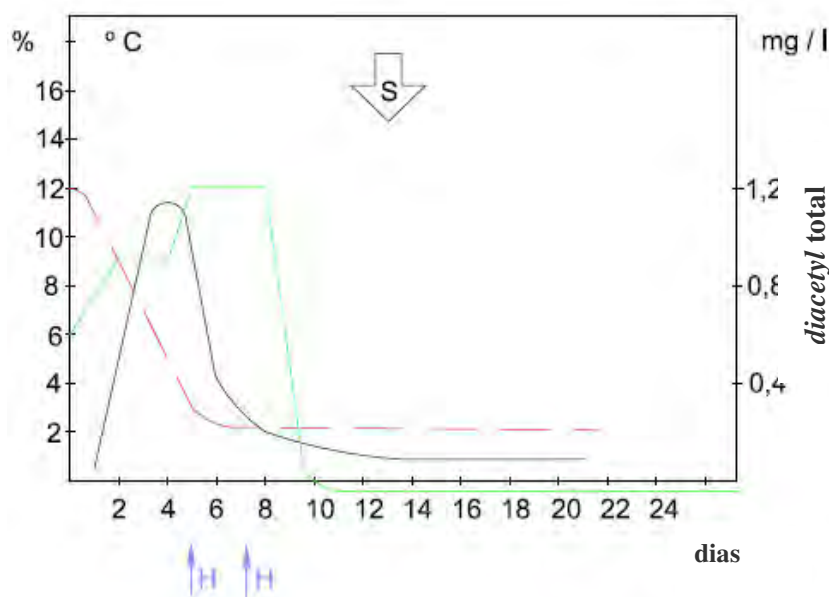


Figura 21: Gráfico de resfriamento: fermentação a frio e maturação a quente (KUNZE, 1999)

## 2.7. Transferência de calor em vasos de processo

A transferência de calor em vasos de processo (figura 22) segue a relação dada na equação (15):

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T \quad 15$$

onde  $Q$  é quantidade de calor. O coeficiente de transferência de calor total,  $U$ , é determinado por uma série de cinco resistências para a transferência de calor, como mostra a equação (16). Verifica-se que a resistência térmica condutiva pela parede do vaso é considerada, apenas desconsiderando a condução de calor através do isolamento térmico (vide item 2.3).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{x}{k} + \frac{1}{h_j} \quad 16$$

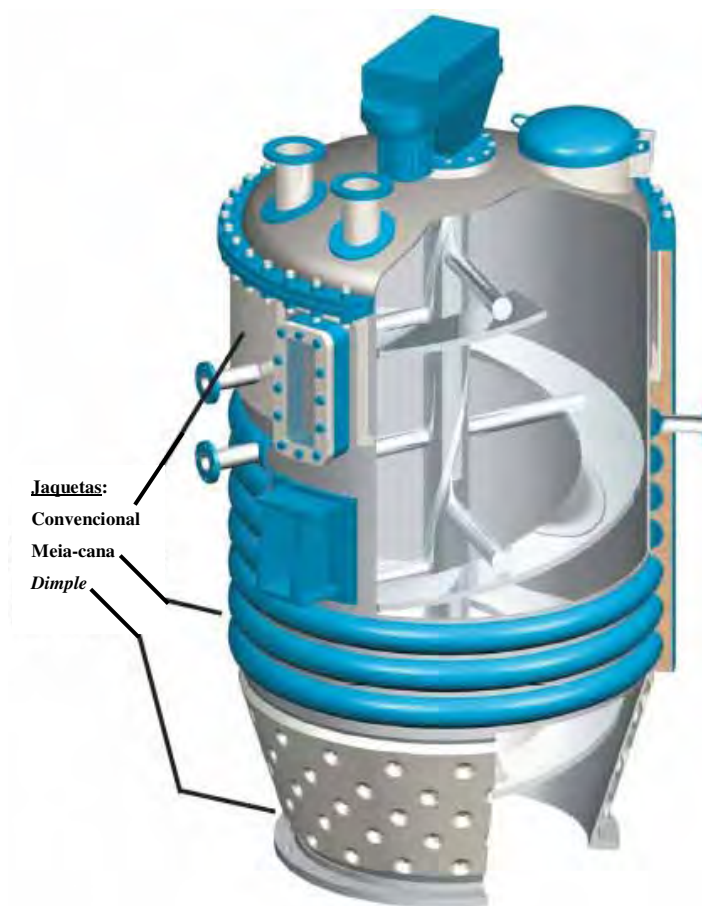


Figura 22: Reator de processo com as três formas mais comuns de jaquetas para troca térmica: convencional, serpentina meia-cana e *dimple*. Disponível em: [www.rvii.com](http://www.rvii.com)

Para a jaqueta ou serpentina interna um adequado  $ff_j$  pode ser selecionado de fontes como, por exemplo, da *Tubular Exchangers Manufacturers Association* (TEMA). Para  $ff_i$  a seleção do valor adequado é muito mais difícil e é usualmente baseada em experiências passadas em processos similares.

A espessura de parede em vasos de processo tem grande influencia no coeficiente global de transferência de calor assim como o material de construção, principalmente no caso de vasos construídos com aços alta-liga (SWARBRICK & BOYLAN; 2002)

### 2.7.1. Vasos enjaquetados

Um vaso com jaqueta possibilita transferência de calor com eficiência e controle. Contudo, ele normalmente custa mais do que um equipamento com serpentina interna,

portanto este tipo de aplicação somente é justificável quando as vantagens justificam os custos extras (McKETTA,1992).

Referido autor indica, em ordem crescente de custo, os vários tipos de jaquetas disponíveis:

- Jaqueta simples;
- Jaqueta com bocais de agitação;
- Jaqueta com defletores em espiral;
- Jaqueta tipo *dimple*;
- Jaqueta de serpentina meia-cana e,
- Chapa integral ou jaqueta com serpentina tipo painel.

Utilizar a jaqueta como um meio de transferência de calor oferece muitas vantagens:

- Todos os líquidos podem ser utilizados, assim como vapor e outros gases a altas temperaturas;
- A circulação, temperatura e velocidade da troca térmica podem ser controladas exatamente;
- As jaquetas, freqüentemente, são fabricadas de metais mais baratos do que o vaso em si;
- A contaminação do produto é, praticamente, eliminada e,
- Permite eficiência, economia e flexibilidade operacional.

#### **2.7.1.1.Jaqueta simples**

Jaquetas convencionais são melhores aplicadas em vasos de pequeno volume (menos de 1,893 m<sup>3</sup>) e em aplicações onde a pressão interna é mais de duas vezes a pressão da jaqueta.

Como mostram as Fig. 23 e 24, a jaqueta convencional é uma “capa” extra ao longo de todo o vaso ou somente em partes dele, com um espaço anular concêntrico entre a parede externa do vaso e a parede interna da jaqueta (SWARBRICK, 2002; McKETTA, 1992).

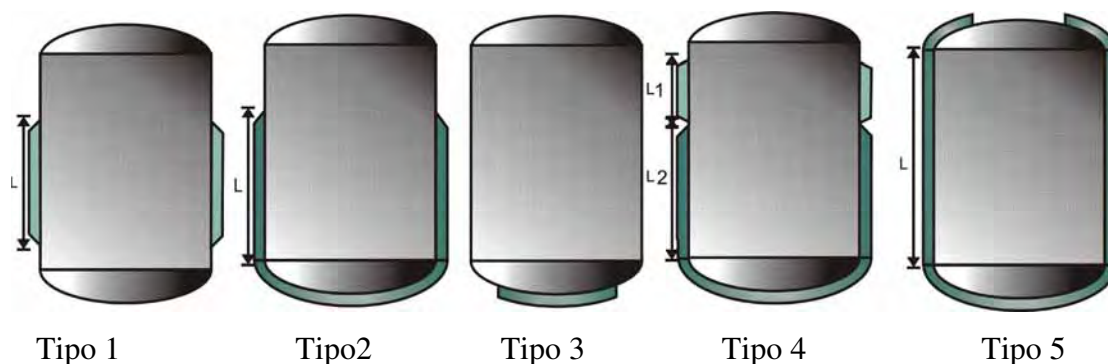


Figura 23: Tipos de vasos enjaquetados. Fonte: *ASME VIII Div. 1 (Mandatory Appendix 9, 2007)*

Recomenda-se para as jaquetas simples um espaço anular de largura entre duas e três polegadas (de 50 a 76 mm) no qual o fluxo é baixo (em torno 0,13 cm/s) e circulação natural é o principal modo de transferência de calor (McKETTA, 1992).



Figura 24: Vaso com jaqueta simples. Disponível em: [www.wsainc.com](http://www.wsainc.com)

Para transferência de calor em uma jaqueta simples recomenda-se a equação (17) - (UHL & GRAY, 1966):

$$h_j/k = 0,8 \cdot K'' \cdot (c' \cdot \mu / k)^{1/3} \cdot [\rho^2 \cdot g \cdot \beta' \cdot (\Delta \vartheta_{LM}) / \mu^2]^{1/3} \quad 17$$

onde  $h_j$  é o coeficiente de troca térmica convectivo para o fluxo de calor entre o fluido da jaqueta e a parede do vaso (do lado da jaqueta);  $K'' = 0,15$  para fluxo ascendente do fluido de aquecimento ou fluxo descendente do fluido de resfriamento;  $K'' = 0,128$  para fluxo descendente do fluido de aquecimento ou fluxo ascendente do fluido de resfriamento.

### 2.7.1.2. Jaquetas com bocais de agitação

Os bocais de agitação, como o da Fig. 25, são utilizados para melhorar a transferência de calor na jaqueta. Produz uma turbulência localizada, porém o principal efeito é impor um fluxo espiralado tangencial à parede da jaqueta pela transferência cinética entre a corrente à alta velocidade saindo do bocal e o fluido na jaqueta. Esta transferência resulta em velocidades de 0,3 a 1,2 m/s, altas o suficiente para causar um fluxo turbulento e permitir o uso de equações convencionais para o cálculo dos coeficientes de troca térmica para convecção forçada (McKETTA, 1992).

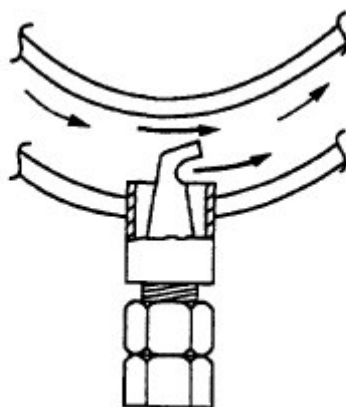


Figura 25: Detalhe de um bocal de agitação (McKETTA, 1992)

Determinar tais coeficientes para jaquetas tendo bocais de agitação começa com o cálculo da velocidade de vórtice – a qual é eventualmente utilizada, como parte do número de Reynolds, para obter  $h_j$ .

A velocidade de vórtice,  $V_j$ , é determinada pela solução da equação (18), por tentativa e erro:

$$W_P \cdot (V_N - V_I) = \left( 4 \cdot f \cdot L / D_h \right) \cdot \left( V_j^2 / 2 \right) \cdot \rho \cdot A_f \quad 18$$

Um valor para o fator de fricção  $f$  é assumido e utilizado para calcular  $V_j$ ; com  $V_j$  calcula-se o número de Reynolds (equação 04) e, finalmente, o  $N_{Re}$  permite o cálculo de um novo  $f$  (McKETTA, 1992).

A equação (19), para a determinação de  $h_j$ , é uma adaptação de uma equação encontrada no Perry (1963), aplicada para água; e a (20) é uma adaptação da equação de Sieder-Tate dada por Kern (1950), aplicada para salmoura e orgânicos:

$$h_j = 91 \cdot (1 + 0,011 \cdot t) \cdot V_j^{0,8} / D_h^{0,2} \quad 19$$

$$h_j \cdot D_h / k = 0,027 \cdot (N_{Re})^{0,8} \cdot (N_{Pr})^{1/3} \quad 20$$

A utilização de bocais de agitação resulta em coeficientes de troca térmica de 2 a 3 vezes maior do que aqueles encontrados para jaquetas simples. Contudo, o preço pago para esta transferência de calor adicional é a maior energia de bombeamento requerida para superar a perda de carga dos bocais.

### 2.7.1.3. Jaquetas com defletores em espiral

Um defletor em espiral consiste em uma tira de metal que segue a forma de uma espiral ao longo da parede do vaso da entrada à saída da jaqueta. Esta tira direciona o fluxo em um caminho em espiral para obter velocidades em uma faixa de 0,3 a 1,2 m/s. A figura 26 mostra detalhes de jaqueta com defletores em espiral.



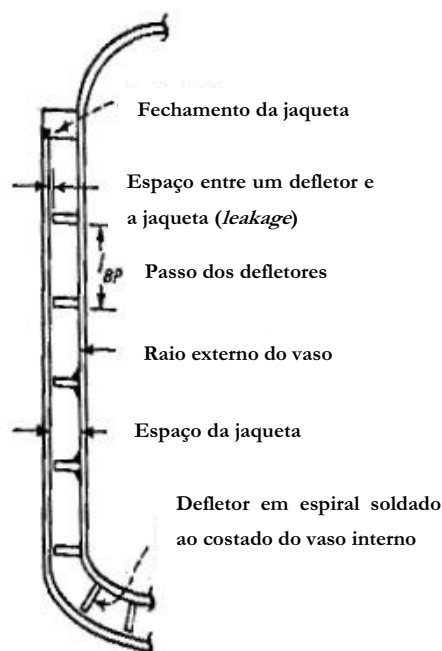


Figura 26: Detalhes construtivos dos defletores em espiral em um vaso enjaquetado (McKETTA, 1992)

Após o defletor em espiral ser soldado ao vaso, a jaqueta é colocada e soldada longitudinal e circunferencialmente. Este método de fabricação deixa um espaço em vazio entre o defletor e a parede da jaqueta. Este vazio é um segundo caminho para o escoamento do fluido da jaqueta da entrada à saída da mesma, perpendicular ao caminho desejado entre os defletores. O fluido que acompanha este caminho perpendicularmente aos defletores através deste espaço e a jaqueta não contribui diretamente para a transferência de calor do vaso (*leakage*).

Para jaqueta com defletores em espiral, com utilização das equações (19) e (20), começa-se assumindo uma velocidade do fluxo,  $V$ , na faixa de 0,3 a 1,2 m/s.

Em comparação com bocais agitadores, defletores em espiral requerem o dobro da vazão, mas resultam em somente um quinto da perda de carga, para taxas de troca térmica equivalentes. Jaquetas com defletores em espiral, por essa razão, requerem cerca de 40% da energia necessária para jaquetas com bocais agitadores (McKETTA, 1992).

#### 2.7.1.4. Jaqueta *dimple*

O projeto da jaqueta *dimple* (figura 27) permite construções mais leves sem comprometer a resistência. O projeto de jaquetas *dimple* é aprovado pela *National Board of Boiler and Pressure Vessel Inspectors*, e pode ser “selada” de acordo com *ASME Unfired Pressure Vessel Code* para pressões acima de 21 bar.



Figura 27: Vaso encamisado com jaqueta *dimple*. Fonte: [www.muel.com](http://www.muel.com)

As velocidades nas jaquetas *dimple* limitam-se em torno de 0,6 m/s, devido às altas perdas de carga por unidades de distância (*dimples* causam uma enorme turbulência), sendo estas perdas em torno de 10 a 12 vezes maiores que as calculadas para canais abertos de escoamento (McKETTA, 1992).

Comparando custos a jaqueta *dimple* será:

- Mais econômica do que as jaquetas convencionais se a pressão da jaqueta é o fator limitante na determinação da espessura da parede do vaso. Se a pressão interna é maior que 1,67 vezes a pressão externa, a pressão externa não será a governante.

- Mais econômica do que a jaqueta meia-cana se a pressão interna do vaso é muito pequena assim como o tamanho do mesmo; porém, em vasos com volume inferior a  $0,379 \text{ m}^3$  ela não é aplicada.

Devido à escassez de dados sobre jaquetas *dimple*, McKETTA (1992) faz as seguintes recomendações:

- Solicitar dados de perda de carga e troca térmica dos fabricantes de vasos.
- Se os dados de fabricantes não estão disponíveis, assume-se uma velocidade de escoamento de  $0,6 \text{ m/s}$  e calculam-se os coeficientes de transferência de calor utilizando das equações para cálculo de jaquetas com bocais agitadores. Assume-se uma perda de carga cerca de 10 vezes a de um anel (entre o vaso e a jaqueta) tendo a mesma área transversal e nenhum *dimple*. Estima-se a vazão total, multiplicando-se a menor das seções de áreas horizontal ou vertical dos *dimples* pela velocidade de escoamento.

#### 2.7.1.5. Jaquetas tipo serpentina meia-cana

Uma jaqueta de serpentina meia-cana consiste de condutos soldados diretamente à parede do vaso, como indica a Fig. 28. Este canal pode ser de aço tubo estrutural, mas é mais comum ser feito de tubo no qual sua seção transversal é cortada ao meio ou a um terço dele (McKETTA, 1992).

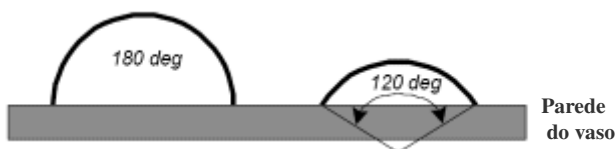


Figura 28: Seções transversais de serpentina meia-cana

A serpentina meia-cana (figura 29) fornece altas velocidades e turbulência gerando alto coeficiente de filme. Ela eleva a rigidez estrutural de construção e torna o projeto apropriado para uma larga escala de serviços de processo.



Figura 29: À esquerda representação esquemática do fluxo através da serpentina meia-cana; à direita, perfil *calandrado* de uma serpentina meia-cana

A jaqueta com serpentina meia-cana é especialmente recomendada para serviços a altas temperaturas e para troca térmica utilizando todo tipo de líquido. O projeto é ideal para aplicações com óleos a altas temperaturas devido à alta resistência estrutural do equipamento. Para vapor, conexões adicionais devem ser fornecidas para conduzir condensado e impedir escoamento de duas fases (água-vapor).

Pela razão de não haver limitações quanto ao número e localização das conexões de entrada e saída, a serpentina meia-cana pode ser dividida em zonas múltiplas (como nas figuras 12 e 30) para máxima eficiência e flexibilidade. Múltiplas zonas reduzem a perda de carga do meio de troca térmica na jaqueta.

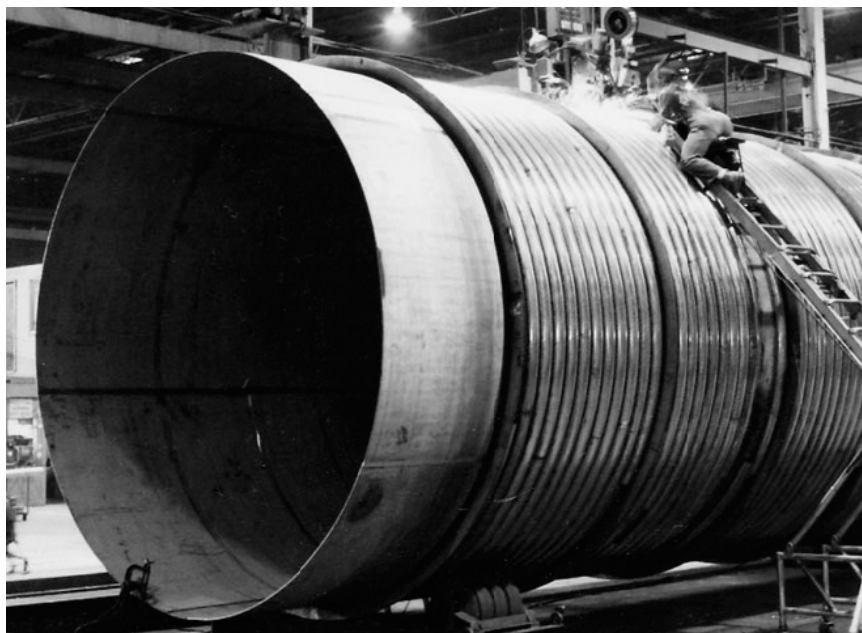


Figura 30: Vaso com serpentina meia-cana. Fonte: [www.muel.com](http://www.muel.com)

A mais importante economia obtida com a utilização da serpentina meia-cana é na redução da espessura da parede do vaso. Esta redução mais do que compensa a perda de superfície de troca de calor em decorrência da região não coberta. Há ainda o fato de que os espaços entre as serpentinas atuarem como aletas recebendo calor de condução e o transferindo por convecção para o fluido que está sendo processado no interior do vaso (FOGG & URL, 1971).

Para máxima troca térmica, o espaço entre serpentinas é de 19 mm. Contudo, se o coeficiente de filme interno é extremamente baixo, este espaçamento pode ser aumentado sem qualquer perda na superfície de troca térmica devido à “eficiência de aleta” da meia-cana (espaços não cobertos pelas serpentinas crescem em 60% a transferência de calor).

Em comparação com outros tipos de construção, as seguintes sugestões podem ser aplicadas:

- Se a pressão da jaqueta é o fator limitante na determinação da espessura de parede do vaso, a serpentina meia-cana será mais econômica do que a jaqueta convencional.
- Com vasos menores que 0,379 m<sup>3</sup> é usual não utilizar serpentina meia-cana.

Taxas típicas de velocidade em uma serpentina meia-cana são em torno de 0,78 a 1,52 m/s. Coeficiente de troca térmica pode ser calculado assumindo-se diversas velocidades nesta faixa, utilizando-se as equações (19) e (20).

A perda de carga para fluidos em diversos tipos de jaquetas pode ser calculada utilizando a equação (21):

$$F_t = (4 \cdot f \cdot L / D_h) \cdot (V^2 / 2 \cdot g) \quad 21$$

A figura 31 apresenta seções transversais dos tipos mais comuns de jaquetas:

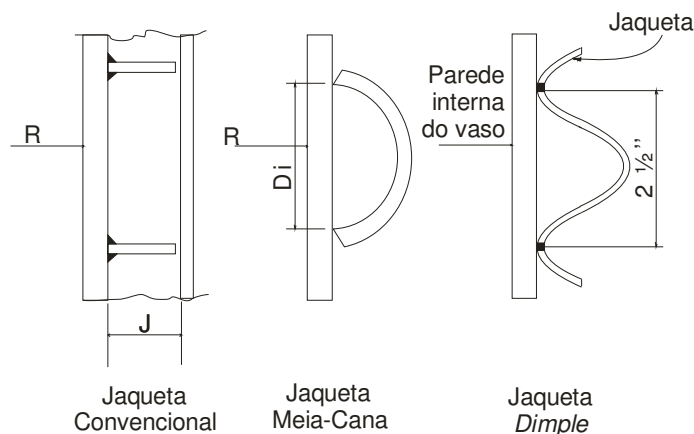


Figura 31: Jaquetas dos tipos mais convencionais. (McKETTA, 1992)

Com o uso da jaqueta tipo *dimple* e da serpentina meia-cana, as perdas de carga (de pressão) são maiores em comparação com a jaqueta convencional para uma dada velocidade, devido à turbulência adicional.

Em ambas as jaquetas *dimple* e convencional, a trajetória do fluxo e a velocidade do fluido são controladas pela circulação através dos defletores de costado, os quais têm ligação direta somente com o costado do vaso interno. Em aplicações de resfriamento onde o meio tem alta viscosidade, a perda de carga através da jaqueta será consideravelmente alta.

A jaqueta tipo serpentina meia-cana é construída de forma que qualquer desvio de fluxo é automaticamente evitado. Isto ajuda a manter um desejado coeficiente de troca térmica do lado da jaqueta sob todas as condições. Velocidades de 4,6 m/s têm sido possíveis em algumas aplicações de serpentina meia-cana.

Se a razão entre o coeficiente de filme na jaqueta e o coeficiente dentro do vaso é menor do que 50, a espessura da parede do vaso não terá apreciável efeito sobre o coeficiente de troca térmica global  $U$ . Se, contudo, a razão é acima de 50, a serpentina meia-cana e a jaqueta *dimple*, que contribuem para reduzir a espessura da parede do vaso, em comparação com as jaquetas convencionais, terão alto efeito sobre o coeficiente global  $U$ .

Para vasos onde a pressão interna é maior do que duas vezes a pressão interna da jaqueta (pressão externa atuando no vaso interno), a configuração mais econômica seria a jaqueta convencional. O vaso deveria ser dimensionado para ambas as pressões interna e externa. Se a espessura requerida para pressão externa for 3,18 mm maior do que a requerida para a pressão interna em um vaso construído em aço alta-liga, então a serpentina meia-cana e a jaqueta tipo *dimple* ofereceriam vantagens econômicas em relação ao tipo convencional (McKETTA, 1992).

### 2.7.2. Limitações de pressão e temperatura

A jaqueta convencional não possui limitações no que se refere ao projeto. Contudo, se a pressão da jaqueta exceder 7,0 bar, a espessura do vaso aumentará significativamente e a transferência de calor, por consequência, será reduzida. Para aplicações a altas temperaturas, expansões térmicas diferenciais devem ser consideradas entre os metais utilizados na fabricação do vaso e da jaqueta (McKETTA, 1992). Projeto e detalhes da construção estão contidos no código ASME Seção VIII Divisão I, Apêndice Mandatário IX, vasos com jaquetas.

Jaquetas tipo *dimple* são limitadas para pressão nominal de 21 bar, pelo parágrafo UW-19 (b) do referido código ASME. Nas limitações pela temperatura, as jaquetas *dimple* estão presentes em serviços a temperaturas de até 371 °C. A altas temperaturas é mandatário que a jaqueta seja fabricada de um metal que possua o mesmo coeficiente de expansão térmica do utilizado na fabricação do vaso interno.

Algumas equações, considerações de projeto e geometria para as jaquetas tipo meia-cana, podem ser encontradas no Apêndice Não-Mandatário EE do código ASME Seção VIII Div. I atualmente em vigor. É usual projetar e construir serpentinas meia-cana para pressões acima de 42 bar à 382 °C. Para as limitações da temperatura, a serpentina meia-cana fabricada em aço carbono pode ser aplicada para um vaso de aço inoxidável até 150 °C. Acima desta temperatura a jaqueta (meia-cana) deverá ser em aço inoxidável. Este tipo de jaqueta é melhor para altas temperaturas e aplicações a alta pressão (McKETTA, 1992).

### 2.7.3. Fluxo através de serpentinas

#### 2.7.3.1. Número de Reynolds crítico

As forças centrífugas causadas pelo escoamento do fluido através da serpentina ou tubos em espiral causam correntes secundárias em forma de um duplo vórtice. Este fluxo melhora a transferência de calor entre o fluido e a parede do tubo, porém aumenta a perda de carga.

A intensidade do fluxo secundário e deste modo o aumento no coeficiente de transferência de calor, depende da razão de curvatura  $d_i/D$ , onde  $d_i$  é o diâmetro interno do tubo e  $D$  é o diâmetro médio de curvatura da serpentina.

Conforme aumenta a razão de curvatura  $d_i/D$  cresce a turbulência, há necessidade, portanto, da alteração do número de *Reynolds* em relação àquele calculado para tubos retos.

Número de Reynolds crítico, de acordo com *Schmidt* (1967) é dado pela equação (22):

$$Re_{crit} = 2300 \cdot \left[ 1 + 8,6 \cdot \left( \frac{d_i}{D} \right)^{0,45} \right] \quad 22$$

Para o cálculo da troca de calor em serpentinas helicoidais, encontramos um roteiro seguro no *VDI* (1993) que é descrito a seguir (item 2.7.3.2 ao 2.7.4), considerada a equação (22) para o cálculo do  $Re_{crit}$  como parte deste roteiro.

### 2.7.3.2.Determinação do diâmetro médio de curvatura

O diâmetro médio da espiral com  $n$  voltas e passo  $h$  formada por um tubo de comprimento  $l$  é:

$$D_s = \frac{l}{n \cdot \pi} \quad 23$$

O diâmetro projetado de uma espiral  $D_w$  na serpentina ilustrada na Fig. 32 é dado por *Pitágoras* (vide Apêndice E):

$$D_w = \sqrt{D_s^2 - \left( \frac{h}{\pi} \right)^2} \quad 24$$



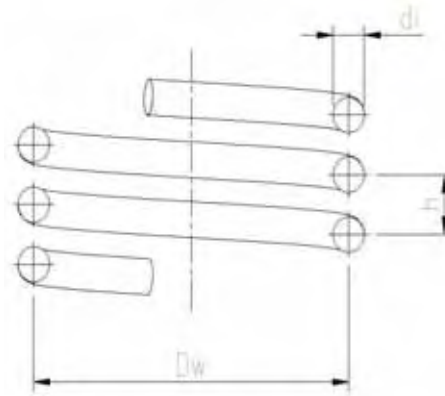


Figura 32: Geometria de uma serpentina helicoidal (VDI, 1993)

O diâmetro médio da curvatura  $D$  da serpentina (o valor a ser inserido na razão  $d_i/D$ ) é:

$$D = D_w \cdot \left[ 1 + \left( \frac{h}{\pi \cdot D_w} \right)^2 \right] \quad 25$$

Não há significativa diferença entre  $D$  e  $D_w$  a menos que o tubo seja consideravelmente dobrado e o passo  $h$  seja grande.

### 2.7.3.3. Diferença média logarítmica de temperatura

A diferença média logarítmica de temperatura  $\partial_{LM}$  é dada pela equação (26):

$$\Delta \partial_{LM} = \frac{(\partial_{wi} - \partial_i) - (\partial_{wo} - \partial_o)}{\ln \left( \frac{\partial_{wi} - \partial_i}{\partial_{wo} - \partial_o} \right)} \quad 26$$

Onde  $\partial_i$  e  $\partial_o$  são as temperaturas de entrada e saída de vazão do meio e  $\partial_{wi}$  e  $\partial_{wo}$  são as temperaturas de metal do tubo na entrada e saída.

### 2.7.3.4. Transferência de calor no regime laminar

O efeito térmico e das condições de entrada do fluido no coeficiente de transferência de calor no regime laminar tem sido sujeito a diversas análises numéricas (BAUERMEISTER & BRAUER, 1979). Os valores calculados para o coeficiente de transferência de calor são consideravelmente menores do que aqueles determinados pelos experimentos (VDI, 1993).

Os experimentos também têm falhado ao revelar qualquer efeito exercido pelo comprimento relativo da trajetória do fluxo  $l/d_i$  no coeficiente. De fato, muitos pesquisadores sustentam que, como um resultado da corrente secundária na espiral, os perfis de temperatura e velocidade já se formaram após um curto comprimento relativo  $l/d_i$  (VDI, 1993).

De qualquer modo, poucas medições foram feitas dos coeficientes de troca térmica em serpentinas e nenhuma é conhecida em que o número de voltas e o comprimento do caminho do fluxo tenham sido sistematicamente variados. Conseqüentemente, é mais confiável adotar as equações de *Bauermeister & Brauer* (1979) para analisar a faixa na qual nenhuma verificação experimental exista, para serpentinas com numerosas voltas e longos caminhos de fluxo (VDI, 1993). Apesar da serpentina utilizada no fermentador ser composta de poucas voltas por seção, as mesmas possuem grandes comprimentos, ou seja, longas trajetórias de fluxo, confirmando a utilização das equações de *Bauermeister & Brauer* (1979).

Valores são citados nas literaturas para medidas realizadas para água ( $2 < N_{Pr} < 5$ ) e óleo ( $100 < N_{Pr} < 200$ ) em serpentinas aquecidas por vapor condensado. A geometria das serpentinas é registrada na Tabela 07:

Tabela 07 – Geometria das serpentinas utilizadas por *Bauermeister & Brauer* (1979).

|         |      |      |       |       |       |       |       |
|---------|------|------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $d_i/D$ | 0,2  | 0,14 | 0,098 | 0,069 | 0,049 | 0,024 | 0,012 |
| $l/d_i$ | 231  | 165  | 365   | 205   | 477   | 579   | 636   |
| $n$     | 15,5 | 8,9  | 11,5  | 5     | 7,5   | 4,5   | 2,5   |

Foi comprovado que, se a equação (27) de *Schmidt* (1967) é aplicada, estes valores medidos estão de acordo com os da Tabela 07 com uma variação de  $\pm 15\%$ :

$$Nu = \left[ 3,66 + 0,08 \cdot \left( 1 + 0,8 \cdot \left( \frac{d_i}{D} \right)^{0,9} \right) \cdot N_{Re}^m \cdot N_{Pr}^{1/3} \right] \cdot \left( \frac{N_{Pr}}{N_{Pr,w}} \right)^{0,14} \quad 27$$

onde:

$m = 0,5 + 0,2903 \cdot (d_i/D)^{0,194}$ , o comprimento característico para os adimensionais  $Nu$  e  $N_{Re}$  é o diâmetro interno da serpentina e as propriedades físicas referem-se à temperatura média de metal,  $\partial_M$ , assim como o número de *Prandtl* (vide equação 07).

A equação acima se aplica para  $N_{Re} \leq Re_{crit}$ , como definido na equação (22).

### 2.7.3.5. Transferência de calor no regime turbulento para $N_{Re} > 2,2 \cdot 10^4$

Na zona de transição entre o  $Re_{crit}$  e  $N_{Re} = 2,2 \cdot 10^4$ , na curva do número de Nusselt, valores foram determinados para o ar ( $N_{Pr} = 0,7$ ) e água ( $2 < N_{Pr} < 5$ ) – (Schmidt, 1967). Eles obedecem a seguinte equação com um desvio de  $\pm 15\%$  se  $N_{Re} > 2,2 \cdot 10^4$  (GNIELINSKI, 1986):

$$Nu = \frac{\xi/8 \cdot N_{Re} \cdot N_{Pr}}{1 + 12,7 \cdot \sqrt{\xi/8} \cdot (N_{Pr}^{2/3} - 1)} \cdot \left( \frac{N_{Pr}}{N_{Prw}} \right)^{0,14} \quad 28$$

onde

$$\xi = \frac{0,3164}{N_{Re}^{0,25}} + 0,03 \cdot \left( \frac{d}{D} \right)^{0,5} \quad 29$$

As definições para os adimensionais e as temperaturas de referência para as propriedades são as mesmas das apresentadas para o regime laminar (2.7.3.4).

### 2.7.3.6. Transferência de calor na faixa de transição $Re_{crit} < 2,2 \cdot 10^4$

Uma interpolação linear do Número de Nusselt entre o  $Re_{crit}$  e  $N_{Re} = 2,2 \cdot 10^4$  é suficiente para a determinação dos Números de Nusselt na zona de transição em que  $Re_{crit} < N_{Re} < 2,2 \cdot 10^4$  (GNIELINSKI, 1986), conforme equação (30):

$$Nu = \eta \cdot Nu_1 + (1 - \eta) \cdot Nu_2 \quad 30$$

onde  $Nu_1 = Nu$  é definido para o regime laminar se  $N_{Re}=Re_{crit}$ , e  $Nu_2 = Nu$  é definido para o regime turbulento se  $N_{Re} = 2,2 \cdot 10^4$ . O coeficiente  $\eta$  é definido pela equação (31):

$$\eta = \frac{2,2 \cdot 10^4 - N_{Re}}{2,2 \cdot 10^4 - Re_{crit}} \quad 31$$

#### 2.7.4. Aquecimento ou resfriamento externo à parede de um reator com serpentinas meia-cana

As equações apresentadas anteriormente para tubos em espiral podem ser aplicadas para tubos semicirculares soldados em forma de serpentina, substituindo o diâmetro térmico  $d_{th} = (\pi/2) \cdot d_i$  pelo diâmetro interno do tubo nas equações para os números de *Reynolds* e *Nusselt*. A razão entre diâmetros  $d_i/D$  na equação para o número de *Reynolds* crítico deve ser substituída por  $d_s/2d_{ro}$ , onde  $d_s$  é o diâmetro interno do tubo semicircular. Em estudos de laboratório, *Stein & Schmidt* (1986) determinaram o coeficiente de transferência de calor efetivo sobre a área total da parede do reator. A razão da área de contato atual dos tubos semicirculares pela área total da parede do reator foi de 0,56. Os valores assim obtidos para os coeficientes de transferência de calor foram pelo menos 25% menores do que os valores teóricos determinados para altos valores *Reynolds*; e acima de 20% maiores para baixos valores de *Reynolds* (STEIN & SCHMIDT, 1986).

### 3. MATERIAL E MÉTODOS

#### 3.1. Material

O *software* utilizado é padrão da *Dedini Ind. de Base* (Dedini-Schmidding), comprovadamente eficaz no dimensionamento de fermentadores cilíndricos.

#### 3.2. Métodos: programa para dimensionamento das áreas de resfriamento em tanques cilíndricos

O fato de que estes tanques não são produzidos em série destaca o problema envolvido no dimensionamento das áreas de resfriamento destes equipamentos. Os problemas encontrados neste contexto tornam-se mais evidentes quando se lembra que parâmetros diferentes para cada cervejaria são aplicados para computarem-se as zonas de resfriamento.

Até recentemente, a prática diária para dimensionamento das zonas de resfriamento utilizava valores anteriormente obtidos de tanques existentes. Na maioria dos casos, as aproximações nos cálculos resultavam em tanques operando com áreas de resfriamento *superdimensionadas*, o que em serviço acarreta várias desvantagens (GROSS, 1998):

- A linha não opera continuamente, o que significa que o fluxo do meio de resfriamento é repetidamente interrompido: a válvula solenóide está permanentemente acionada;
- O mosto pode sofrer um choque por resfriamento repentino durante a fermentação, causando assim perda na atividade de fermentação e,
- Há risco de congelamento de *cerveja verde* próxima à jaqueta do tanque.

Gross (1998) descreve um roteiro seguro baseado em experiências anteriores e equações tradicionais e empíricas dadas no *VDI*, roteiro este que é descrito do item 3.2.1 ao 3.2.3, e servirá de base para o dimensionamento térmico do equipamento objeto de estudo.

### 3.2.1. Procedimento para cálculo das zonas de resfriamento

As especificações de projeto envolvem, principalmente, definições de vários dados padrão:

- Dados padrão do tanque: diâmetro, altura cilíndrica, altura total, espessura de parede média, ângulo do cone, raio do toro (do fundo do tanque) e capacidade útil.
- Dados padrão das zonas de resfriamento: diâmetro da serpentina meia-cana, passo, área do perfil de resfriamento, meio de resfriamento, e (dependendo do refrigerante envolvido) para  $\text{NH}_3$  a temperatura de evaporação, e para outros as temperaturas de entrada e saída.
- Dados padrão do mosto / cerveja: temperatura inicial e final do mosto, duração do resfriamento, e redução de extrato.
- Dados padrão de diversas naturezas: material utilizado, condutividade térmica, resistências térmicas adicionais, coeficiente de transmissão de calor do isolamento, temperatura do ar ambiente (estes dois últimos desconsiderados para o projeto atual).

O cálculo iterativo aproximado foi selecionado para computar os valores fundamentais, como os coeficientes de transferência de calor e o coeficiente global de transferência de calor. Neste caso, cálculos precisos não são possíveis e suposições devem ser feitas em acréscimo:

- Negligência nas tolerâncias dos fabricantes dos tanques;
- Negligência de tolerâncias de nível suficiente dentro do tanque;
- A suposição de que a convecção livre se fixará imediatamente;
- Áreas sem resfriamento no tanque são negligenciadas quando se computa a convecção;
- Convecção dentro do tanque é assumida como sendo um fluxo de remoinho completamente formado e,
- Fluxo contrário é assumido para o primeiro cálculo da área de resfriamento.

### 3.2.2. Seqüência de cálculo no programa

Para se calcular a área de transferência de calor, a equação (15) pode ser aplicada, considerando o termo  $\Delta T$  como sendo o valor encontrado para  $\Delta \vartheta_{LM}$  (Eq. 26). A equação (15) aplica-se em circunstâncias de transferência de calor estacionária e de troca de calor plana entre superfícies.

Para se computar o fluxo de calor total do tanque, tudo que é necessário é uma simples adição, segundo a equação (32):

$$Q = Q_A + Q_G + Q_V \quad 32$$

onde

$Q$  = fluxo total de calor (W)

$Q_A$  = fluxo de calor a ser transferido (W)

$Q_G$  = fluxo de calor na fermentação (W)

$Q_V$  = fluxo de calor externo (W)

O termo  $Q_V$  que se refere à troca de calor vinda de meios externos ao tanque foi desprezado, pois o tanque em estudo possui isolamento total (até no tampo superior). Para a parte molhada (mosto / cerveja), a temperatura ambiente será a própria temperatura do meio de resfriamento (no caso a temperatura de - 6 °C do refrigerante  $NH_3$ ).

Para se determinar a temperatura média logarítmica diferencial, dois valores são necessários: primeiramente, a maior temperatura diferencial, e em segundo, a menor temperatura diferencial entre os meios de troca térmica (equação 26).

### 3.2.3. Projeto base no dimensionamento das zonas de resfriamento

O número de zonas de resfriamento juntamente com o correspondente número de dutos ou voltas é quantificado para evitar-se excessiva perda de carga nas serpentinas.

A área de transferência de calor é computada pela equação (33):

$$A = d_{ro} \cdot h \cdot z \cdot n \cdot x \cdot t_k \quad 33$$

Pode-se verificar que a área calculada pela equação (33) fornece valores próximos à área bruta onde se situam as serpentinas, ou seja, como as serpentinas possuem passos muito pequenos, pode-se considerar o fato que o espaço entre elas funciona como aleta de troca térmica (item 2.7.1.5).

A equação (16) é utilizada para se calcular o coeficiente global de troca térmica, que descreve a transferência de calor entre dois fluidos separados por uma parede.

A transferência de calor por convecção livre é na maioria das vezes produzida como uma consequência do diferencial de temperatura, devido às diferenças na densidade. Com a convecção livre, a densidade na equação de movimento é assumida como sendo uma função linear da temperatura, enquanto todos os outros valores do material são assumidos constantes. A propriedade do material determinante é o coeficiente de expansão térmica isobárica  $\beta$ , o qual é tabelado para diversos materiais. O coeficiente de dimensionamento da troca térmica média para fluxos laminar e turbulento na faixa de  $Ra = 10^{-1}$  a  $Ra = 10^{12}$  é definido pela equação (34):

$$Nu_c = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 \cdot (Ra)^{1/6}}{\left[ 1 + \left( \frac{0,492}{N_{Pr_c}} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \quad 34$$

A quantidade teórica de  $NH_3$  é calculada a partir do fluxo de calor a ser dissipado, utilizando a equação (35):

$$mNH_3 = \frac{Q}{h_{lv}} \quad 35$$

A quantidade de  $NH_3$  circulando é determinada de dados empíricos. Para o caso do artigo de Gross (1998), este valor é dado por (36):

$$mNH_{3uml} = 4 \cdot mNH_3 \quad 36$$



A velocidade no interior das serpentinas de resfriamento pode ser calculada da quantidade de  $NH_3$  circulando, utilizando a equação (37):

$$V = \frac{mNH_3 \cdot va}{z \cdot x \cdot A_s} \quad 37$$

A perda de carga pode ser calculada pela equação (38):

$$\Delta P = \left[ \zeta_{ui} + \zeta_{uo} + \left( \zeta \cdot \frac{L_s}{d_h} \right) \right] \cdot \frac{V^2 \cdot \rho}{2 \cdot 10^5} \quad 38$$

O valor do coeficiente de arraste na serpentina,  $\zeta$ , é dado por (VDI, 1993), conforme equação (39):

$$\zeta = 0,0054 + \frac{0,3964}{(N_{Re})^{0,3}} \quad 39$$

Os valores para  $\zeta_{ui}$  e  $\zeta_{uo}$  são fornecidos por *Crane* (1999) e, de forma genérica para entradas e saídas equivalem, respectivamente, a 0,5 e 1,0.

#### 4. RESULTADOS

Os cálculos referentes ao dimensionamento térmico do fermentador cilindrocônico 4900 / 6000 hl (490 / 600 m<sup>3</sup>) encontram-se no Apêndice A. O equacionamento foi modulado no *software Mathcad 14* acompanhando três roteiros distintos (Apêndice A.1), conforme figura 33, segundo a seqüência de cálculo do item 3.2.

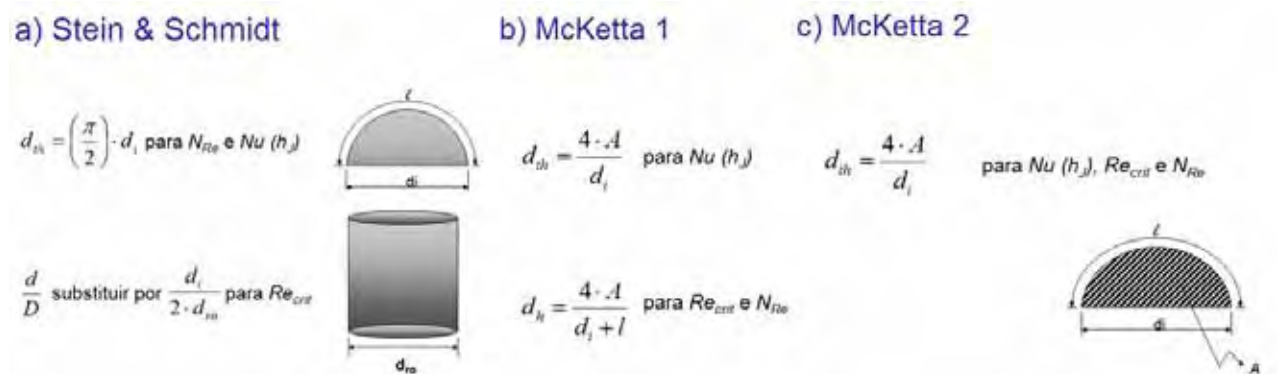


Figura 33: Esquema simplificado das principais considerações dos roteiros seguidos no apêndice A.1

De acordo com o primeiro roteiro disponível no apêndice A.1, pode-se calcular o coeficiente de película do lado do fluido de resfriamento ( $h_j$ ) assim como os adimensionais ( $N_{Re}$  e  $Nu$ ) utilizando-se do diâmetro térmico calculado pelas equações dadas por *Stein & Schmidt* (1986) – item 2.7.4. Para o cálculo de  $Re_{crit}$  (Eq.22), utiliza-se do próprio diâmetro interno da serpentina na relação  $d/D$  (figura 33 - item a).

O segundo roteiro utiliza-se das considerações dada por *McKetta* (1992) – apêndices A.3 e A.4 - para o diâmetro térmico utilizado no cálculo do coeficiente de película do lado do fluido de resfriamento ( $h_j$ ) assim como no cálculo do adimensional  $Nu$ . O dimensionamento, conforme figura 33 (b), não utiliza o diâmetro térmico no cálculo dos adimensionais que se referem a escoamento de fluidos ( $Re_{crit}$  e  $N_{Re}$ ).

Por último, tem-se o roteiro que se utiliza de todas as considerações dadas por *McKetta* (1992) – apêndices A.3 e A.4 - para o diâmetro térmico (figura 33 – item c) utilizado no cálculo do coeficiente de película do lado do fluido de resfriamento ( $h_j$ ) assim como no cálculo dos adimensionais ( $Re_{crit}$ ,  $N_{Re}$  e  $Nu$ ).

Os diâmetros térmicos e hidráulicos utilizados nos cálculos pelos roteiros assim como no *software* foram calculados somente para o perfil da serpentina do costado, pois se considera que o resfriamento através das serpentinas contidas no fundo do vaso fermentador somente será utilizado quando da fermentação na condição característica da cerveja a baixas temperaturas, como explicitado no item 2.6.7. A figura 34 ilustra o perfil da serpentina do costado do fermentador.

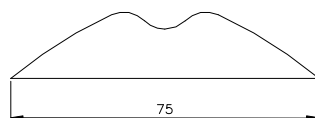


Figura 34: Perfil da serpentina do costado

Os resultados encontrados através do desenvolvimento do item 3.2.1 ao 3.2.4 propostos no apêndice A.1, para os três roteiros, são apresentados na tabela 08.

Tabela 08: Resultados obtidos no dimensionamento térmico do fermentador através dos roteiros apresentados no apêndice A.1

|                             | Unidade                  | Stein & Schmidt | McKetta 1   | McKetta 2   |
|-----------------------------|--------------------------|-----------------|-------------|-------------|
| <b>dh</b>                   | <b>m</b>                 | 0,020           | 0,020       | 0,020       |
| <b>dth</b>                  | <b>m</b>                 | 0,118           | 0,042       | 0,042       |
| <b>Re<sub>crit</sub></b>    | -                        | 4.204           | 3.723       | 4.309       |
| <b>N<sub>Re</sub></b>       | -                        | 482.000         | 80.340      | 173.000     |
| <b>ε</b>                    | -                        | 0,016           | 0,020       | 0,018       |
| <b>N<sub>Pr</sub></b>       | -                        | 1,444           | 1,444       | 1,444       |
| <b>N<sub>Prw</sub></b>      | -                        | 1,444           | 1,444       | 1,444       |
| <b>Nu</b>                   | -                        | 1.119           | 251         | 479         |
| <b>h<sub>j</sub></b>        | <b>W/m<sup>2</sup>.K</b> | 5.884           | 3.433       | 6.541       |
| <b>Gr</b>                   | -                        | 1,981x10E13     | 1,981x10E13 | 1,981x10E13 |
| <b>Ra</b>                   | -                        | 2,032x10E14     | 2,032x10E14 | 2,032x10E14 |
| <b>Nu<sub>c</sub></b>       | -                        | 8.126           | 8.126       | 8.126       |
| <b>h<sub>i</sub></b>        | <b>W/m<sup>2</sup>.K</b> | 288             | 288         | 288         |
| <b>U</b>                    | <b>W/m<sup>2</sup>.K</b> | 232             | 225         | 233         |
| <b>E</b>                    | <b>kg/hl.h</b>           | 0,125           | 0,125       | 0,125       |
| <b>Tg</b>                   | <b>kcal/h</b>            | 85.750          | 85.750      | 85.750      |
| <b>Qg</b>                   | <b>Kw</b>                | 65              | 65          | 65          |
| <b>Δ<sub>LM</sub></b>       | <b>°C</b>                | 12              | 12          | 12          |
| <b>A</b>                    | <b>m<sup>2</sup></b>     | 243             | 243         | 243         |
| <b>Qa</b>                   | <b>W</b>                 | 654.700         | 636.800     | 657.300     |
| <b>Q</b>                    | <b>kW</b>                | 720             | 702         | 722         |
| <b>q</b>                    | <b>kW/m<sup>2</sup></b>  | 2,963           | 2,889       | 2,973       |
| <b>mNH<sub>3</sub></b>      | <b>kg/h</b>              | 2.020           | 1.970       | 2.030       |
| <b>mNH<sub>3</sub>(uml)</b> | <b>kg/s</b>              | 2,245           | 2,189       | 2,253       |
| <b>VNH<sub>3</sub></b>      | <b>m<sup>3</sup>/h</b>   | 12              | 12          | 13          |
| <b>v</b>                    | <b>m/s</b>               | 0,133           | 0,129       | 0,133       |
| <b>ζ</b>                    | -                        | 0,013           | 0,019       | 0,016       |
| <b>Δp</b>                   | <b>bar</b>               | 0,002           | 0,003       | 0,003       |

Apesar das grandes diferenças de valores encontrados no cálculo da transferência de calor do lado do fluido de resfriamento (variação máxima de 90,5 %) e do número de *Reynolds* (maior é seis vezes o menor) na tabela 08, devido às diferentes aplicações dos diâmetros hidráulico e térmico, verifica-se que as estimativas para o coeficiente global de transferência de calor independem do roteiro de cálculo seguido, pois há uma variação máxima de 3,5 % nos resultados para o cálculo deste. O mesmo é verificado para as vazões mássicas de amônia requeridas, onde esta variação é ainda menor (cerca de 3,0 %).

O fermentador foi modelado e calculado através do *software* Dedini-Schmidding, sendo os resultados descritos na tabela 09.

Tabela 09 - Cálculo Resfriamento do Fermentador Cilindrocônico  
pelo Software Dedini - Schmidding

| $T_i$ (° C) | $T_f$ (° C) | $T_{NH_3}$ (° C) | Q (kW) | Vazão (kg/h) |
|-------------|-------------|------------------|--------|--------------|
| 14          | 13          | -6               | 620,5  | 1726,6       |
| 13          | 12          | -6               | 559,4  | 1556,6       |
| 12          | 11          | -6               | 500,9  | 1393,8       |
| 11          | 10          | -6               | 445,1  | 1238,5       |
| 10          | 9           | -6               | 392,2  | 1091,3       |
| 9           | 8           | -6               | 341,6  | 950,5        |
| 8           | 7           | -6               | 292,3  | 813,2        |
| 7           | 6           | -6               | 243,6  | 677,7        |
| 6           | 5           | -6               | 195,7  | 544,5        |
| 5           | 4           | -6               | 148,9  | 414,2        |
| 4           | 3           | -6               | 93,1   | 259,0        |
| 3           | 2           | -6               | 70,9   | 97,2         |
| 2           | 1           | -6               | 84,3   | 235,7        |
| 1           | 0           | -6               | 94,2   | 262,2        |

Considerando o valor máximo obtido na quantidade de amônia necessária através do cálculo do *software* (tabela 09), a diferença quanto aos obtidos pelos roteiros (tabela 08) é de:

- Roteiro 1 (*Stein & Schmidt*): 17,0 % menor
- Roteiro 2 (*McKetta*): 14,1 % menor
- Roteiro 3 (*McKetta*): 17,6 % menor

Os roteiros de cálculo deste trabalho calculam a máxima vazão necessária de amônia, podendo-se comparar os valores obtidos com a máxima vazão encontrada pelo *software* (item 4) os quais estão próximos á variação de  $\pm 15\%$  considerada quando da utilização da equação (28) – item 2.7.3.5 – no cálculo da transferência de calor no regime turbulento. Pode-se verificar que, a vazão mássica de amônia necessária para o resfriamento de fermentadores cilíndricos é diretamente proporcional ao coeficiente global de transferência de calor.

O coeficiente global referente à vazão mássica máxima (1726,6 kg/h) calculada pelo *software* (tabela B1) é de 201 W/m<sup>2</sup>.K. Portanto, a variação máxima no cálculo pelo método manual em relação ao *software* é em torno de 16 % maior, sendo este valor responsável pela maior vazão de amônia encontrada pelos roteiros (diretamente proporcional).

A *Dedini Ind. de Base* há aproximadamente uma década, considera a quantidade circulante de NH<sub>3</sub> como sendo o dobro do valor teórico calculado, ou seja, metade do considerado por Gross (1998). Antes disso, a empresa também considerava quatro vezes a vazão calculada (equação 36), sendo que este multiplicativo foi reduzido devido às melhoras tecnológicas ao longo desta década. Portanto, verifica-se que hoje as considerações de Gross (1998) quanto à vazão teórica circulante pode ser diminuída pela metade, sem prejuízo ao sistema de resfriamento.

## 5. CONCLUSÕES

- Os valores para o coeficiente global de transferência de calor independem do roteiro de cálculo seguido, com uma variação máxima de 3,5 % entre os resultados dos diferentes roteiros. Para as vazões mássicas de amônia requerida esta variação é ainda menor, chegando ao máximo de 3,0 %.
- A variação máxima no cálculo do coeficiente global referente à vazão mássica máxima, pelo método manual em relação ao *software*, é em torno de 16% maior. Pode-se concluir a partir do item 2.7.3.5, que esta variação está de acordo com utilização das equações de transferência de calor no regime turbulento (desvio de  $\pm 15\%$  se  $N_{Re} > 2,2 \cdot 10^4$ ).
- A vazão de amônia requerida para o sistema de resfriamento do equipamento de processo cilindrocônico proposto é diretamente proporcional ao coeficiente global de transferência de calor.
- A quantidade de vazão teórica de amônia circulante, relatada por Gross (1998), pode ser diminuída pela metade, sem prejuízo ao sistema de resfriamento.

### 5.1. Sugestões para trabalhos futuros

O projeto térmico apresentado neste trabalho foi elaborado para ser um roteiro de cálculo prático, ou seja, não contabilizando as trocas térmicas e as reações de fermentação de forma minuciosa e ou empírica. Partindo-se destas considerações, podem ser sugeridas diversas outras formas de continuar este estudo, melhorando-o ou seguindo outro foco, a saber:

- Montar um sistema piloto de forma a verificar a atuação do sistema de resfriamento, quando altera-se, de forma separada ou conjunta, o diâmetro do vaso, a altura cilíndrica, o perfil da serpentina meia-cana (área da seção, diâmetro interno, etc.), o número de entradas e saídas do meio de resfriamento, entre outros;

- Alterar o tipo do sistema de resfriamento de direta para indireta, utilizando-se do glicol como meio refrigerante, variando-se a altura de retirada do mosto no costado, assim como a altura do retorno do mesmo ao fundo vaso ou parte mais baixa do costado;
- Verificar a influência, empiricamente, do resfriamento do fundo do vaso quando a cerveja está na sua composição mais densa, assim como calcular o coeficiente global para esta situação;
- Medir o título da amônia na saída do sistema de resfriamento (em cada zona) nas diversas etapas do resfriamento, para verificar se em algum momento ocorre superaquecimento do vapor amônia para as considerações de vazão circulante demonstrada neste trabalho (dobro do calculado);
- Utilizar de outros tipos de sistemas de resfriamento, como por exemplo as jaquetas *dimple*, verificando-se a eficácia e o custo destes em relação ao sistema de resfriamento por serpentinas meia-cana;
- Elaboração de um software de fácil manuseio, compilando os dados dos diversos trabalhos, visando aperfeiçoar e facilitar as iterações de cálculo para se obter sistemas mais eficientes a partir de métodos de extrapolação (estes muito difundidos nos cálculos de equipamentos de processo);
- Medir a taxa de geração de calor na fermentação para diversos tipos de cerveja, visando confrontar com os valores médios encontrados nas literaturas;
- Verificar a influência da radiação térmica na superfície de fermentadores cilindrocônicos de pequenas e grandes dimensões, assim como da condução de calor através do isolamento térmico e das chapas de revestimento (proteção), sobre a amônia circulante nas serpentinas assim como nas áreas não cobertas pelas mesmas (parte superior e inferior às zonas do costado).

## 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) AQUARONE, E., et. al. *Alimentos e bebidas produzidos por fermentação*. 4.ed. São Paulo : Edgard Blücher, 1993. 243p.
- 2) ASHRAE *Handbook Fundamentals SI Edition*, American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, Inc., Atlanta, GA, 2001.
- 3) ASME *Boiler & Pressure Vessel Code Section VIII Division I*. An International Code, New York, 2007.
- 4) BAUERMEISTER, U.; BRAUER, H. *VDI-Forsch-heft*. Düsseldorf: VDI – Verl.1979.
- 5) BORZANI, W. *Fermentação Alcoólica Contínua*. In: Semana da Fermentação Alcoólica, 1960, Piracicaba. Anais da Semana da Fermentação Alcoólica, Piracicaba, 1960, p.263-276.
- 6) BRASIL. *Decreto n. 6871, 4 jun. 2009*. Regulamenta a Lei nº 8.918, de 14 de julho de 1994, que dispõe sobre a padronização, a classificação, o registro, a inspeção, a produção e a fiscalização de bebidas. Diário Oficial da União de 5 jun. 2009, Seção 1 , Página 20
- 7) BROWN, A.I. MARCO, S.M. *Introduction to Heat Transfer*. 3<sup>st</sup> Edition. International Student Edition, McGraw-Hill Book Company, Inc. & Kōgakusha Co., Ltd. Copyright ©1958.
- 8) BROWN, C. M., et. al. *Introducción a la biotecnología*. 1.ed. Zaragoza : Acribia, 1989. p.89-93.
- 9) CARVALHO, J.C.M. de; SATO, S. *Fermentação Descontínua Alimentada*. In: Schmidell, Willibaldo et al. *Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica*. São Paulo: Edgar Blücher, 2001b. p. 205-222. (Biotecnologia Industrial; v.2)
- 10) CARVALHO, J.C.M.; SATO, S. *Fermentação Descontínua*. In: Schmidell, Willibaldo et al. *Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica*. São Paulo: Edgar Blücher, 2001a. p. 193-204. (Biotecnologia Industrial; v.2)
- 11) CERVESIA. *Tecnologia Cervejeira*. Disponível em: [www.cervesia.com.br](http://www.cervesia.com.br). Acesso em 01 agosto 2003.
- 12) CLEMSON, S.C. National Council of Examiners for Engineering and Surveyng. *Fundamentals of Engineering Supplied – Reference Handbook*. 4º Edition, 2000.



- 13) CRANE VALVES NORTH AMERICA. *Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe*. Technical Paper nº410M, Metric Edition 1999.
- 14) CYSEWSKI, G.R.; WILKE, C.R. *Process design and economic studies of alternative methods for the production of ethanol*. Biotechnology and Bioengineering, New York, v.20, p.1421-1444, 1978.
- 15) DIAZ, G.O., *Análise de Sistemas para o Resfriamento de Leite em Fazendas Leiteiras com o Uso de Biogás Gerado em Projetos MDL*. São Paulo, 2006.
- 16) EDUARDO, J.H.P. *Fermentação Contínua*. Stab: Açúcar, Álcool e Subprodutos Piracicaba, v.9, nº.4/5, p.42-45, mar-jun 1991.
- 17) EHRHARDT, P.; SASSEN, H. *Fermentação*. SENAI – DR/RJ, 1995. Vassouras 37p.
- 18) FACCIOITTI, M.C.R. *Fermentação Contínua*. In: Schmidell et al. *Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica*. São Paulo: Edgar Blücher, 2001. p. 223-246. (Biotecnologia Industrial; v.2)
- 19) FOGG, R.M. & URL, V.M., *Chem. Eng. Prog.*, 1971
- 20) GNIELINSKI, V. *Proc. 8<sup>th</sup> Int. Heat Transf. Conf.* San Francisco: Hemisphere, v.6, 1986.
- 21) GROSS, P. *Programme for Dimensioning the Cooling Areas at Cylindroconical Tanks*. Brauwelt International, Technical Feature. Steißlingen, 1998/II.
- 22) INCROPERA, F.P; DEWITT, D.P. *Fundamentos de Transferência de Calor e de Mass*. 5. ed. Rio de Janeiro: 2003.
- 23) KERN, D. Q. *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1950.
- 24) KITTO, J.B. STULTZ, S.C. *Steam / Its Generation and Use*. 41<sup>st</sup> Edition. The Babcock & Wilcox Company, Barberton, Ohio, U.S.A., 2005.
- 25) KUNZE, W; MIETH, H.O. *Technologie Brauer und Mälzer*. Berlin: VLB, v.2, 1999.
- 26) MARTINELLI JR, L.C.M. *Refrigeração*. Universidade Regional do Noroeste do Estado do Rio Grande do Sul, UNIJUÍ. Panambi, 2003.
- 27) McADAMS, W.H. *Heat Transmission*, 3<sup>st</sup> Edition, p. 152. McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, 1954.
- 28) McKETTA, J.J. *Heat Transfer Design Methods*. Texas: CRC Press, 1992.
- 29) NAKANO, Valéria Mitiko. *Teoria da Fermentação e Maturação*. In: WORKSHOP

- 30) OBERG, E.; HORTON, H.L.; JONES, F.D. *Manual Universal do Engenheiro*. Tradução autorizada da 20ª edição de Machinery's Handbook. São Paulo: Editora Hemus, v.1, nº1, p.153, 1979.
- 31) PERRY, J. H. *Chemical Engineer's Handbook*, 4<sup>th</sup> ed. McGraw-Hill, New York, 1963.
- 32) RICHTER, G.A. *Double Pipe Heat Interchangers*. Amer. Inst. Chem. Eng., 49, pt II. 1919.
- 33) SANTOS, M. S. *Cervejas e Refrigerante*. São Paulo: CETESB, 2005. 58 p. Disponível em : [www.cetesb.sp.gov.br](http://www.cetesb.sp.gov.br). ISBN
- 34) SCHMIDELL, W.; FACCIOTTI, M.C.R. *Biorreatores e Processos Fermentativos*. In: Schmidell, Willibaldo et al. *Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica*. São Paulo: Edgar Blücher, 2001. p. 179-192. (Biotecnologia Industrial; v.2)
- 35) SCHMIDT, E.F.: *Chemie Ing. – Techn.* 1967
- 36) SIEDER, E.N. TATE, G.E. *Ind. Eng. Chem.*, 28. 1936.
- 37) SINDICERV. *Mercado*. Brasília, 2009. Disponível em: [www.sindicerv.com.br/mercado](http://www.sindicerv.com.br/mercado)
- 38) SONNTAG, R.E. *Fundamentos da Termodinâmica*. Tradução: Euryale de Jesus Zerbini. São Paulo: Edgard Blücher, 2003.
- 39) SOUZA, E.; RAZUK, P.C. *Operações Unitárias no Tratamento do Xarope de Açúcar*. Bauru: Edipro, 1996.
- 40) STANDARDS OF THE TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION . 8<sup>th</sup> Edition , New York, 1999.
- 41) SWARBRICK, J.; BOYLAN, J.C. *Encyclopedia of pharmaceutical technology*. 2nd ed. v.7, New York; Basel: Marcel Dekker, Inc., 2002
- 42) The Pfaudler Co., *The Pfaudler Agitating Nozzle*, Bulletin 950, 1957.
- 43) UNTERSTEIN, K. *Cilindroconical tanks: considerations relating to tank and cooling surface sizing*. Brauwelt International, Knowledge. Munich, v. 24, 2006.
- 44) UHL, V. W., GRAY, J.B. *Mixing: Theory and Practice*. Vol.1, Academic, New York, 1966.
- 45) VDI HEAT ATLAS / Ed. Verein Deutscher Ingenieure. VDI– Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GVC). Düsseldorf: VDI – Verl., 1993.
- 46) VENTURINI FILHO, W.G. *Tecnologia de cerveja*. Botucatu: Funep, 2000. 84 p.

- 47) VILELA, R.B.V. *Refrigeração Industrial por Amônia: Riscos, Segurança e Auditoria Fiscal*. Nota Técnica nº 03/DSST/SIT. Brasília, 2004.
- 48) WEBSTER, J.G. *The Measurement, Instrumentation and Sensors Handbook*. 1999.

## APÊNDICE A

### A.1

#### PROGRAMA PARA DIMENSIONAMENTO DE ÁREAS DE RESFRIAMENTO DE TANQUES CILINDROCÔNICOS (Diâmetro térmico - Stein & Schmidt)

##### VARIÁVEIS

|                                                           |                                                                    |                                         |
|-----------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------|
| Diâmetro externo do tanque.....                           | $d_{ro} := 6.812$                                                  | m                                       |
| Diâmetro interno da serpentina meia cana.....             | $d_i := 0.075$ <span style="color: red;">■</span> → $d_s := 0.075$ | m                                       |
| Passo das serpentinas.....                                | $h := 0.105$                                                       | m                                       |
| Número de zonas de resfriamento.....                      | $z := 3$                                                           | —■                                      |
| Passo médio das zonas de resfriamento.....                | $t_k := 3.43$                                                      | m                                       |
| Número médio de voltas por duto.....                      | $n := 3$                                                           | —■                                      |
| Número médio de dutos por zona.....                       | $x := 11$                                                          | —■                                      |
| Distância entre a parte sup. e inf. de um duto.....       | $d_{si} := 0.382$                                                  | m                                       |
| Fouling factor - amônia.....                              | $ff_j := \frac{1}{5678.3}$                                         | $\frac{m^2 \cdot K}{W}$                 |
| Fouling factor - cerveja / água .....                     | $ff_i := \frac{1}{11356}$                                          | $\frac{m^2 \cdot K}{W}$                 |
| Velocidade média adotada no interior das serpentinas..... | $\underline{V}_w := 3.775$                                         | $\frac{ft}{s}$                          |
| Densidade da amônia à -6 °C .....                         | $\rho := 40.375$                                                   | $\frac{lb}{ft^3}$                       |
| Viscosidade dinâmica da amônia à -6 °C .....              | $\mu := 0.440$                                                     | $\frac{lb}{ft \cdot h}$                 |
| Calor específico da amônia à -6 °C.....                   | $c_{ps} := 1.096$                                                  | $\frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F}$         |
| Condutividade térmica da amônia à -6 °C .....             | $k := 0.334$                                                       | $\frac{BTU}{ft \cdot h \cdot ^\circ F}$ |

|                                                        |                                |                                                                |
|--------------------------------------------------------|--------------------------------|----------------------------------------------------------------|
| Densidade da cerveja / água à 7 °C .....               | $\rho_c := 62.428$             | $\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$                                |
| Viscosidade dinâmica da cerveja / água à 7 °C.....     | $\mu_c := 3.440$               | $\frac{\text{lb}}{\text{ft}\cdot\text{h}}$                     |
| Calor específico da cerveja / água à 7 °C.....         | $c_{pc} := 1.003$              | $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^\circ\text{F}}$              |
| Condutividade térmica da cerveja à 7 °C .....          | $k_c := 0.336$                 | $\frac{\text{BTU}}{\text{ft}\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{F}}$ |
| Número de Prandtl da cerveja à 7 °C.....               | $\text{NPr}_c := 10.26$        |                                                                |
| Aceração devido à gravidade .....                      | $g := 4.17\cdot 10^8$          | $\frac{\text{ft}}{\text{h}^2}$                                 |
| Coeficiente de expansão térmica.....                   | $\beta := 4.6044\cdot 10^{-5}$ | $^\circ\text{C}^{-1}$                                          |
| Comprimento característico do vaso (cota molhada)..... | $L := 53.904$                  | ft                                                             |
| Temperatura final de fermentação .....                 | $\delta_{wi} := 14$            | $^\circ\text{C}$                                               |
| ou temperatura inicial do meio (cerveja)               |                                |                                                                |
| Temperatura "ambiente" da cerveja .....                | $\tilde{\alpha} := -6$         | $^\circ\text{C}$                                               |
| ou temperatura de entrada do meio de resfriamento      |                                |                                                                |
| Temperatura final de resfriamento .....                | $\delta_{wo} := 0$             | $^\circ\text{C}$                                               |
| ou temperatura final do meio (cerveja)                 |                                |                                                                |
| Temperatura "ambiente" final da cerveja .....          | $\delta_o := -6$               | $^\circ\text{C}$                                               |
| ou temperatura de saída do meio de resfriamento        |                                |                                                                |
| Espessura média do vaso .....                          | $x_1 := 0.006$                 | m                                                              |
| Condutividade térmica do aço inox AISI 304 .....       | $k_i := 14.9$                  | $\frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$                       |
| Entalpia de evaporação da amônia .....                 | $h_{lv} := 1282.2$             | $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$                                  |
| Volume específico da amônia .....                      | $v_a := 0.001546$              | $\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$                                 |
| Área da seção transversal da serpentina.....           | $A_s := 7.929\cdot 10^{-4}$    | $\text{m}^2$                                                   |
| Capacidade útil do tanque.....                         | $V_u := 4900$                  | hl                                                             |

|                                                               |                               |      |
|---------------------------------------------------------------|-------------------------------|------|
| Redução de extrato à 14 °C (por hl).....                      | $E\% := 3\%$                  | →    |
| Calor gerado na fermentação.....                              | $C_g := 140$                  | kcal |
| Atenuação na redução do extrato .....                         | $At := 65\%$                  | →    |
| Tempo de fermentação .....                                    | $t_f := 24$                   | h    |
| Comprimento médio de uma serpentina.....                      | $L_s := 59.62$                | m    |
| Coeficiente de arraste na entrada do perfil de uma serpentina | $\zeta_{ui} := 0.5$           |      |
| Coeficiente de arraste na saída do perfil de uma serpentina   | $\zeta_{uo} := 1.0$           |      |
| Diâmetro hidráulico da serpentina do costado.....             | $d_h := 19.636 \cdot 10^{-3}$ | mm   |

(MKetta 1992) para ambos os casos para o cálculo da perda de carga nas serp.

### Cálculo do $h_i$ (coef. película lado do fluido de resfriamento)

Cálculo do diâmetro médio de curvatura ( $l$  = comprimento de uma serpentina)

$$l := \sqrt{(\pi \cdot d_{ro} \cdot n)^2 + (3 \cdot h)^2}$$

$$l = 64.202 \quad \text{m}$$

$$D_s := \frac{l}{(n \cdot \pi)}$$

$$D_s = 6.812 \quad \text{m}$$

Cálculo do diâmetro projetado

$$D_w := \sqrt{(D_s)^2 - \left(\frac{h}{\pi}\right)^2}$$

$$D_w = 6.812 \quad \text{m}$$

Cálculo do diâmetro  $D$  da relação  $d_i/D$

$$D := D_w \cdot \left[ 1 + \left( \frac{h}{\pi \cdot D_w} \right)^2 \right]$$

$$D = 6.812 \quad \text{m}$$

Relação  $d_i/D$  p/ serpentina meia cana, conforme Stein & Schimdt =  $d_{th}/D$  (para  $N_{Re}$  e  $Nu$ )

$$d_{th} := \frac{(\pi)(0.075)}{2} = 0.118$$

$$\frac{d_{th}}{D} = 0.017$$

Relação  $d_i/D$  p/ serpentina meia cana, conforme Stein & Schimdt =  $d_s/2 \cdot d_{ro}$  (para  $Re_{crit}$ )

Reynolds crítico

$$RE_{crit} := (2300) \cdot \left[ 1 + 8.6 \left( \frac{ds}{2 \cdot dro} \right)^{0.45} \right]$$

$$RE_{crit} = 4.204 \times 10^3$$

Número de Reynolds interno à serpentina meia-cana, conforme Stein & Schimdt

$$NRe := \frac{(V \cdot 3600) \cdot (dth \cdot 3.28084 \cdot \rho)}{\mu}$$

$$NRe = 4.82 \times 10^5$$

Como  $NRe > 2.2 \cdot 10^4 > RE_{crit}$  então

$$\varepsilon := \left( \frac{0.3164}{NRe^{0.25}} \right) + (0.03) \left( \frac{dth}{D} \right)^{0.5}$$

$$\varepsilon = 0.016$$

Cálculo do Número de Prandtl

$$NPr := \frac{cps \cdot \mu}{k} \quad e \quad NPrw := NPr$$

$$NPr = 1.444 \quad e \quad NPrw = 1.444$$

Cálculo Número de Nusselt

$$Nu := \frac{\left[ \left( \frac{\varepsilon}{8} \right) \cdot (NRe) \cdot (NPr) \right] \cdot \left( \frac{NPr}{NPrw} \right)^{0.14}}{\left[ 1 + (12.7) \cdot \left( \sqrt{\frac{\varepsilon}{8}} \right) \cdot \left[ (NPr)^{\frac{2}{3}} - 1 \right] \right]}$$

$$Nu = 1.199 \times 10^3$$



Cálculo do coeficiente de película lado do fluido de resfriamento

$$h_j := \frac{Nu \cdot k}{(3.28084) \cdot d_{th}}$$

$$h_j = 1.036 \times 10^3 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$

$$\boxed{h_j \cdot (5.67826) = 5.884 \times 10^3} \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

**Cálculo do  $h_i$  (coef. película lado do fluido a ser resfriado)**

Cálculo do Número de Grashof

$$Gr := \frac{(\rho_c)^2 \cdot (g) \cdot (\beta) \cdot (\delta_{wi} - \delta_i) \cdot (L)^3}{(\mu_c)^2}$$

$$\boxed{Gr = 1.981 \times 10^{13}}$$

Cálculo do Número de Rayleigh

$$Ra := (Gr) \cdot (NPr_c)$$

$$\boxed{Ra = 2.032 \times 10^{14}}$$

Cálculo Número de Nusselt (Convecção Natural)

$$Nuc := \left[ 0.825 + \frac{(0.387) \cdot (Ra)^{\frac{1}{6}}}{\left[ 1 + \left( \frac{0.492}{NPr_c} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right]^2$$

$$\boxed{Nuc = 8.126 \times 10^3}$$

Cálculo do coeficiente de película lado do fluido a ser resfriado

$$h_i := \frac{(Nuc) \cdot (kc)}{L}$$

$$h_i = 50.654 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$

$$\boxed{h_i \cdot (5.67826) = 287.628} \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

### Cálculo do Coeficiente Global de Transferência de Calor $U$

$$\text{Inverter} := (h_i \cdot 5.67826)^{-1} + (ff_i) + \left( \frac{x_l}{k_i} \right) + (ff_j) + (h_j \cdot 5.67826)^{-1}$$

$$U := \left( \frac{1}{\text{Inverter}} \right)$$

$$\boxed{U = 231.829} \frac{W}{m^2 \cdot K} \quad \text{ou} \quad U \cdot \frac{3600}{1000} = 834.584 \frac{kJ}{m^2 \cdot h \cdot K}$$

### Geração de Calor na Fermentação

Redução de extrato

$$E := (E\%) \cdot \left( \frac{100}{tf} \right) = 0.125 \quad \text{kg extrato / hl.h}$$

Taxa de geração de calor

$$T_g := (C_g) \cdot (E) \cdot (V_u)$$

$$\boxed{T_g = 8.575 \times 10^4} \frac{kcal}{h}$$

Calor gerado na fermentação

$$Q_g := (T_g) \cdot (At) \cdot (0.001163)$$

$$\boxed{Q_g = 64.823} \quad kW$$

### Calor Retirado no Resfriamento

Temperatura média logarítmica

$$\Delta\delta_m := \frac{(\delta_{wi} - \delta_i) - (\delta_{wo} - \delta_o)}{\ln \left[ \frac{(\delta_{wi} - \delta_i)}{(\delta_{wo} - \delta_o)} \right]}$$

$$\Delta\delta_m = 11.628 \quad ^\circ\text{C}$$

Área bruta de transferência de calor

$$A := d_{ro} \cdot h \cdot z \cdot n \cdot t_k$$

$$A = 242.881 \quad \text{m}^2$$

Fluxo de calor a ser transferido no resfriamento

$$Q_a := U \cdot A \cdot \Delta\delta_m$$

$$Q_a = 6.547 \times 10^5 \quad \text{W}$$

Calor Total a ser Retirado do Sistema

$$Q := \left( \frac{Q_a}{1000} \right) + Q_g$$

$$Q = 719.568 \quad \text{kW}$$

$$q := \frac{Q}{A}$$

$$q = 2.963 \quad \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$$

### Vazão de Amônia Requerida

$$m_{NH3} := \frac{Q}{hlv}$$

$$\boxed{m_{NH3} = 0.561} \quad \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad \text{ou} \quad (m_{NH3}) \cdot 3600 = 2.02 \times 10^3 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$m_{NH3uml} := 4 \cdot m_{NH3}$$

$$\boxed{m_{NH3uml} = 2.245} \quad \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$V_{NH3} := (m_{NH3um}) \cdot (v_a) \cdot 3600$$

$$\boxed{V_{NH3} = 12.494} \quad \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

### Cálculo da Perda de Carga na Serpentina

Velocidade do meio de resfriamento na serpentina

$$v := \frac{(m_{NH3um}) \cdot (v_a)}{(z) \cdot (x) \cdot (A_s)}$$

$$v = 0.133 \quad \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Coefficiente de Arraste na Serpentina

$$\zeta := 0.0054 + \frac{0.3964}{NRe^{0.3}}$$

$$\zeta = 0.013$$

Perda de Carga em uma Serpentina

$$\Delta P := \left[ \zeta_{ui} + \zeta_{uo} + \left[ \zeta \cdot \frac{L_s}{(dh)} \right] \right] \cdot \left[ \frac{(\rho \cdot 16.019 \cdot v^2)}{2 \cdot 10^5} \right]$$

$$\Delta P = 2.369 \times 10^{-3} \quad \text{bar}$$

**PROGRAMA PARA DIMENSIONAMENTO DE ÁREAS DE RESFRIAMENTO DE TANQUES  
CILINDROCÔNICOS  
(Diâmetro térmico - McKetta) OPÇÃO 1**

VARIÁVEIS

|                                                           |                                         |                                         |
|-----------------------------------------------------------|-----------------------------------------|-----------------------------------------|
| Diâmetro externo do tanque.....                           | $d_{ro} := 6.812$                       | m                                       |
| Diâmetro interno da serpentina meia cana.....             | $d_i := 0.075 \rightarrow d_s := 0.075$ | m                                       |
| Passo das serpentinas.....                                | $h := 0.105$                            | m                                       |
| Número de zonas de resfriamento.....                      | $z := 3$                                | —                                       |
| Passo médio das zonas de resfriamento.....                | $t_k := 3.43$                           | m                                       |
| Número médio de voltas por duto.....                      | $n := 3$                                | —                                       |
| Número médio de dutos por zona.....                       | $x := 11$                               | —                                       |
| Distância entre a parte sup. e inf. de um duto.....       | $d_{si} := 0.382$                       | m                                       |
| Fouling factor - amônia.....                              | $ff_j := \frac{1}{5678.3}$              | $\frac{m^2 \cdot K}{W}$                 |
| Fouling factor - cerveja / água .....                     | $ff_i := \frac{1}{11356}$               | $\frac{m^2 \cdot K}{W}$                 |
| Velocidade média adotada no interior das serpentinas..... | $\underline{V}_s := 3.775$              | $\frac{ft}{s}$                          |
| Densidade da amônia à -6 °C .....                         | $\rho := 40.375$                        | $\frac{lb}{ft^3}$                       |
| Viscosidade dinâmica da amônia à -6 °C .....              | $\mu := 0.440$                          | $\frac{lb}{ft \cdot h}$                 |
| Calor específico da amônia à -6 °C.....                   | $c_{ps} := 1.096$                       | $\frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F}$         |
| Condutividade térmica da amônia à -6 °C .....             | $k := 0.334$                            | $\frac{BTU}{ft \cdot h \cdot ^\circ F}$ |
| Densidade da cerveja / água à 7 °C .....                  | $\rho_c := 62.428$                      | $\frac{lb}{ft^3}$                       |

|                                                                                                  |                                |                                                                |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------|----------------------------------------------------------------|
| Viscosidade dinâmica da cerveja / água à 7 °C.....                                               | $\mu_c := 3.440$               | $\frac{\text{lb}}{\text{ft}\cdot\text{h}}$                     |
| Calor específico da cerveja / água à 7 °C.....                                                   | $c_{pc} := 1.003$              | $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^\circ\text{F}}$              |
| Condutividade térmica da cerveja à 7 °C .....                                                    | $k_c := 0.336$                 | $\frac{\text{BTU}}{\text{ft}\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{F}}$ |
| Número de Prandtl da cerveja à 7 °C.....                                                         | $\text{NPr}_c := 10.26$        |                                                                |
| Aceleração devido à gravidade .....                                                              | $g := 4.17\cdot 10^8$          | $\frac{\text{ft}}{\text{h}^2}$                                 |
| Coeficiente de expansão térmica.....                                                             | $\beta := 4.6044\cdot 10^{-5}$ | $^\circ\text{C}^{-1}$                                          |
| Comprimento característico do vaso (cota molhada).....                                           | $L := 53.904$                  | ft                                                             |
| Temperatura final de fermentação .....<br>ou temperatura inicial do meio (cerveja)               | $\delta_{wi} := 14$            | $^\circ\text{C}$                                               |
| Temperatura "ambiente" da cerveja .....<br>ou temperatura de entrada do meio de resfriamento     | $\delta_i := -6$               | $^\circ\text{C}$                                               |
| Temperatura final de resfriamento .....<br>ou temperatura final do meio (cerveja)                | $\delta_{wo} := 0$             | $^\circ\text{C}$                                               |
| Temperatura "ambiente" final da cerveja .....<br>ou temperatura de saída do meio de resfriamento | $\delta_o := -6$               | $^\circ\text{C}$                                               |
| Espessura média do vaso .....                                                                    | $x_1 := 0.006$                 | m                                                              |
| Condutividade térmica do aço inox AISI 304 .....                                                 | $k_i := 14.9$                  | $\frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$                       |
| Entalpia de evaporação da amônia .....                                                           | $h_{lv} := 1282.2$             | $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$                                  |
| Volume específico da amônia .....                                                                | $v_a := 0.001546$              | $\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$                                 |
| Área da seção transversal da serpentina.....                                                     | $A_s := 7.929\cdot 10^{-4}$    | $\text{m}^2$                                                   |
| Capacidade útil do tanque.....                                                                   | $V_u := 4900$                  | hl                                                             |
| Redução de extrato à 14 °C (por hl).....                                                         | $E\% := 3\%$                   | —                                                              |

|                                                                  |                               |      |
|------------------------------------------------------------------|-------------------------------|------|
| Calor gerado na fermentação.....                                 | $C_g := 140$                  | kcal |
| Atenuação na redução do extrato .....                            | $A_t := 65\%$                 | —■   |
| Tempo de fermentação .....                                       | $t_f := 24$                   | h    |
| Comprimento médio de uma serpentina.....                         | $L_s := 59.62$                | m    |
| Coeficiente de arraste na entrada do perfil de<br>uma serpentina | $\zeta_{ui} := 0.5$           |      |
| Coeficiente de arraste na saída do perfil de<br>uma serpentina   | $\zeta_{uo} := 1.0$           |      |
| Diâmetro hidráulico da serpentina do costado.....                | $d_h := 19.636 \cdot 10^{-3}$ | mm   |

(MKetta 1992) para ambos os casos para o cálculo da perda de carga nas serp.

**Cálculo do  $h_i$  (coef. película lado do fluido de resfriamento)**

Cálculo do diâmetro médio de curvatura ( $l$  = comprimento de uma serpentina)

$$l := \sqrt{(\pi \cdot d_{ro} \cdot n)^2 + (3 \cdot h)^2}$$

$$l = 64.202 \quad \text{m}$$

$$D_s := \frac{l}{(n \cdot \pi)}$$

$$D_s = 6.812 \quad \text{m}$$

Cálculo do diâmetro projetado

$$D_w := \sqrt{(D_s)^2 - \left(\frac{h}{\pi}\right)^2}$$

$$D_w = 6.812 \quad \text{m}$$

Cálculo do diâmetro  $D$  da relação  $d_i/D$

$$D := D_w \cdot \left[ 1 + \left( \frac{h}{\pi \cdot D_w} \right)^2 \right]$$

$$D = 6.812 \quad \text{m}$$

Conforme McKetta, do Apêndice A tem-se:

$$d_{th} := 42.289 \cdot 10^{-3} \quad \text{m}$$

Relação  $d_i/D$  p/ serpentina meia cana, conforme McKetta =  $d_h/D$  (para  $Re_{crit}$ )

Reynolds crítico

$$RE_{crit} := (2300) \cdot \left[ 1 + 8.6 \cdot \left( \frac{d_h}{D} \right)^{0.45} \right]$$

$$RE_{crit} = 3.723 \times 10^3$$



Número de Reynolds interno à serpentina meia-cana, conforme McKetta

$$NRe := \frac{(V \cdot 3600) \cdot (dh \cdot 3.28084) \cdot \rho}{\mu}$$

$$NRe = 8.034 \times 10^4$$

Como  $NRe > 2.2 \cdot 10^4 > REcrit$  então

$$\varepsilon := \left( \frac{0.3164}{NRe^{0.25}} \right) + (0.03) \left( \frac{dh}{D} \right)^{0.5}$$

$$\varepsilon = 0.02$$

Cálculo do Número de Prandtl

$$NPr := \frac{c_{ps} \cdot \mu}{k} \quad e \quad NPrw := NPr$$

$$NPr = 1.444 \quad e \quad NPrw = 1.444$$

Cálculo Número de Nusselt

$$Nu := \frac{\left[ \left( \frac{\varepsilon}{8} \right) \cdot (NRe) \cdot (NPr) \right] \cdot \left( \frac{NPr}{NPrw} \right)^{0.14}}{\left[ 1 + (12.7) \cdot \left( \sqrt{\frac{\varepsilon}{8}} \right) \cdot \left[ (NPr)^{\frac{2}{3}} - 1 \right] \right]}$$

$$Nu = 251.151$$

Cálculo do coeficiente de película lado do fluido de resfriamento

$$h_j := \frac{Nu \cdot k}{(3.28084) \cdot dth}$$

$$h_j = 604.601 \quad \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$

$$\boxed{h_j \cdot (5.67826) = 3.433 \times 10^3} \quad \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

**Cálculo do  $h_i$  (coef. película lado do fluido a ser resfriado)**

Cálculo do Número de Grashof

$$\text{Gr} := \frac{(\rho_c)^2 \cdot (g) \cdot (\beta) \cdot (\delta w_i - \delta_i) \cdot (L)^3}{(\mu_c)^2}$$

$$\boxed{\text{Gr} = 1.981 \times 10^{13}}$$

Cálculo do Número de Rayleigh

$$\text{Ra} := (\text{Gr}) \cdot (\text{NPr})$$

$$\boxed{\text{Ra} = 2.032 \times 10^{14}}$$

Cálculo Número de Nusselt (Convecção Natural)

$$\text{Nuc} := \left[ 0.825 + \frac{(0.387) \cdot (\text{Ra})^{\frac{1}{6}}}{\left[ 1 + \left( \frac{0.492}{\text{NPr}} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right]^2$$

$$\boxed{\text{Nuc} = 8.126 \times 10^3}$$

Cálculo do coeficiente de película lado do fluido a ser resfriado

$$h_i := \frac{(\text{Nuc}) \cdot (k_c)}{L}$$

$$h_i = 50.654 \quad \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$\boxed{h_i \cdot 5.67826 = 287.628} \quad \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

### Cálculo do Coeficiente Global de Transferência de Calor $U$

$$\text{Inverter} := (h_i \cdot 5.67826)^{-1} + (ff_i) + \left( \frac{x_l}{k_i} \right) + (ff_j) + (h_j \cdot 5.67826)^{-1}$$

$$U := \left( \frac{1}{\text{Inverter}} \right)$$

$$\boxed{U = 225.487} \quad \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \quad \text{ou} \quad U \cdot \frac{3600}{1000} = 811.753 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K}}$$

### Geração de Calor na Fermentação

Redução de extrato

$$E := (E\%) \cdot \left( \frac{100}{t_f} \right) = 0.125 \quad \text{kg extrato / hl.h}$$

Taxa de geração de calor

$$T_g := (C_g) \cdot (E) \cdot (V_u)$$

$$\boxed{T_g = 8.575 \times 10^4} \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Calor gerado na fermentação

$$Q_g := (T_g) \cdot (A_t) \cdot (0.001163)$$

$$\boxed{Q_g = 64.823} \quad \text{kW}$$

### Calor Retirado no Resfriamento

Temperatura média logarítmica

$$\Delta\delta_m := \frac{(\delta_{wi} - \delta_i) - (\delta_{wo} - \delta_o)}{\ln \left[ \frac{(\delta_{wi} - \delta_i)}{(\delta_{wo} - \delta_o)} \right]}$$

$$\Delta\delta_m = 11.628 \quad ^\circ\text{C}$$

Área bruta de transferência de calor

$$A := d_{ro} \cdot h \cdot z \cdot n \cdot t_k$$

$$A = 242.881 \quad \text{m}^2$$

Fluxo de calor a ser transferido no resfriamento

$$Q_a := U \cdot A \cdot \Delta\delta_m$$

$$Q_a = 6.368 \times 10^5 \quad \text{W}$$

Calor Total a ser Retirado do Sistema

$$Q := \left( \frac{Q_a}{1000} \right) + Q_g$$

$$Q = 701.656 \quad \text{kW}$$

$$q := \frac{Q}{A}$$

$$q = 2.889 \quad \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$$

### Vazão de Amônia Requerida

$$m_{NH3} := \frac{Q}{hlv}$$

$$\boxed{m_{NH3} = 0.547} \quad \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad \text{ou} \quad (m_{NH3}) \cdot 3600 = 1.97 \times 10^3 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$m_{NH3uml} := 4 \cdot m_{NH3}$$

$$\boxed{m_{NH3uml} = 2.189} \quad \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$V_{NH3} := (m_{NH3um}) \cdot (v_a) \cdot 3600$$

$$\boxed{V_{NH3} = 12.183} \quad \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

### Cálculo da Perda de Carga na Serpentina

Velocidade do meio de resfriamento na serpentina

$$v := \frac{(m_{NH3um}) \cdot (v_a)}{(z) \cdot (x) \cdot (A_s)}$$

$$v = 0.129 \quad \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Coefficiente de Arraste na Serpentina

$$\zeta := 0.0054 + \frac{0.3964}{NRe^{0.3}}$$

$$\zeta = 0.019$$

Perda de Carga em uma Serpentina

$$\Delta P := \left[ \zeta_{ui} + \zeta_{uo} + \left[ \zeta \cdot \frac{L_s}{(dh)} \right] \right] \cdot \left[ \frac{(\rho \cdot 16.019 \cdot v^2)}{2 \cdot 10^5} \right]$$

$$\Delta P = 3.167 \times 10^{-3} \quad \text{bar}$$

**PROGRAMA PARA DIMENSIONAMENTO DE ÁREAS DE RESFRIAMENTO DE TANQUES  
CILINDROCÔNICOS  
(Diâmetro térmico - McKetta) OPÇÃO 2**

VARIÁVEIS

|                                                           |                                         |                                         |
|-----------------------------------------------------------|-----------------------------------------|-----------------------------------------|
| Diâmetro externo do tanque.....                           | $d_{ro} := 6.812$                       | m                                       |
| Diâmetro interno da serpentina meia cana.....             | $d_i := 0.075 \rightarrow d_s := 0.075$ | m                                       |
| Passo das serpentinas.....                                | $h := 0.105$                            | m                                       |
| Número de zonas de resfriamento.....                      | $z := 3$                                | —                                       |
| Passo médio das zonas de resfriamento.....                | $t_k := 3.43$                           | m                                       |
| Número médio de voltas por duto.....                      | $n := 3$                                | —                                       |
| Número médio de dutos por zona.....                       | $x := 11$                               | —                                       |
| Distância entre a parte sup. e inf. de um duto.....       | $d_{si} := 0.382$                       | m                                       |
| Fouling factor - amônia.....                              | $ff_j := \frac{1}{5678.3}$              | $\frac{m^2 \cdot K}{W}$                 |
| Fouling factor - cerveja / água .....                     | $ff_i := \frac{1}{11356}$               | $\frac{m^2 \cdot K}{W}$                 |
| Velocidade média adotada no interior das serpentinas..... | $V_s := 3.775$                          | $\frac{ft}{s}$                          |
| Densidade da amônia à -6 °C .....                         | $\rho := 40.375$                        | $\frac{lb}{ft^3}$                       |
| Viscosidade dinâmica da amônia à -6 °C .....              | $\mu := 0.440$                          | $\frac{lb}{ft \cdot h}$                 |
| Calor específico da amônia à -6 °C.....                   | $c_p := 1.096$                          | $\frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F}$         |
| Condutividade térmica da amônia à -6 °C .....             | $k := 0.334$                            | $\frac{BTU}{ft \cdot h \cdot ^\circ F}$ |
| Densidade da cerveja / água à 7 °C .....                  | $\rho_c := 62.428$                      | $\frac{lb}{ft^3}$                       |

|                                                                                                  |                                |                                                                  |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------|------------------------------------------------------------------|
| Viscosidade dinâmica da cerveja / água à 7 °C.....                                               | $\mu_c := 3.440$               | $\frac{\text{lb}}{\text{ft}\cdot\text{h}}$                       |
| Calor específico da cerveja / água à 7 °C.....                                                   | $c_{pc} := 1.003$              | $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^{\circ}\text{F}}$              |
| Condutividade térmica da cerveja à 7 °C .....                                                    | $k_c := 0.336$                 | $\frac{\text{BTU}}{\text{ft}\cdot\text{h}\cdot^{\circ}\text{F}}$ |
| Número de Prandtl da cerveja à 7 °C.....                                                         | $\text{NPr}_c := 10.26$        |                                                                  |
| Aceleração devido à gravidade .....                                                              | $g := 4.17\cdot 10^8$          | $\frac{\text{ft}}{\text{h}^2}$                                   |
| Coeficiente de expansão térmica.....                                                             | $\beta := 4.6044\cdot 10^{-5}$ | $^{\circ}\text{C}^{-1}$                                          |
| Comprimento característico do vaso (cota molhada).....                                           | $L := 53.904$                  | ft                                                               |
| Temperatura final de fermentação .....<br>ou temperatura inicial do meio (cerveja)               | $\delta_{wi} := 14$            | $^{\circ}\text{C}$                                               |
| Temperatura "ambiente" da cerveja .....<br>ou temperatura de entrada do meio de resfriamento     | $\delta_i := -6$               | $^{\circ}\text{C}$                                               |
| Temperatura final de resfriamento .....<br>ou temperatura final do meio (cerveja)                | $\delta_{wo} := 0$             | $^{\circ}\text{C}$                                               |
| Temperatura "ambiente" final da cerveja .....<br>ou temperatura de saída do meio de resfriamento | $\delta_o := -6$               | $^{\circ}\text{C}$                                               |
| Espessura média do vaso .....                                                                    | $x_1 := 0.006$                 | m                                                                |
| Condutividade térmica do aço inox AISI 304 .....                                                 | $k_i := 14.9$                  | $\frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$                         |
| Entalpia de evaporação da amônia .....                                                           | $h_{lv} := 1282.2$             | $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$                                    |
| Volume específico da amônia .....                                                                | $v_a := 0.001546$              | $\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$                                   |
| Área da seção transversal da serpentina.....                                                     | $A_s := 7.929\cdot 10^{-4}$    | $\text{m}^2$                                                     |
| Capacidade útil do tanque.....                                                                   | $V_u := 4900$                  | hl                                                               |
| Redução de extrato à 14 °C (por hl).....                                                         | $E\% := 3\%$                   | —                                                                |

|                                                                  |                               |      |
|------------------------------------------------------------------|-------------------------------|------|
| Calor gerado na fermentação.....                                 | $C_g := 140$                  | kcal |
| Atenuação na redução do extrato .....                            | $A_t := 65\%$                 | —■   |
| Tempo de fermentação .....                                       | $t_f := 24$                   | h    |
| Comprimento médio de uma serpentina.....                         | $L_s := 59.62$                | m    |
| Coeficiente de arraste na entrada do perfil de<br>uma serpentina | $\zeta_{ui} := 0.5$           |      |
| Coeficiente de arraste na saída do perfil de<br>uma serpentina   | $\zeta_{uo} := 1.0$           |      |
| Diâmetro hidráulico da serpentina do costado.....                | $d_h := 19.636 \cdot 10^{-3}$ | mm   |

(MKetta 1992) para ambos os casos para o cálculo da perda de carga nas serp.



### Cálculo do $h_i$ (coef. película lado do fluido de resfriamento)

Cálculo do diâmetro médio de curvatura ( $l$  = comprimento de uma serpentina)

$$l := \sqrt{(\pi \cdot d_{ro} \cdot n)^2 + (3 \cdot h)^2}$$

$$l = 64.202 \quad \text{m}$$

$$D_s := \frac{l}{(n \cdot \pi)}$$

$$D_s = 6.812 \quad \text{m}$$

Cálculo do diâmetro projetado

$$D_w := \sqrt{(D_s)^2 - \left(\frac{h}{\pi}\right)^2}$$

$$D_w = 6.812 \quad \text{m}$$

Cálculo do diâmetro  $D$  da relação  $d_i/D$

$$D := D_w \cdot \left[ 1 + \left( \frac{h}{\pi \cdot D_w} \right)^2 \right]$$

$$D = 6.812 \quad \text{m}$$

Conforme McKetta, do Apêndice A tem-se:

$$d_{th} := 42.289 \cdot 10^{-3} \quad \text{m}$$

Relação  $d_i/D$  p/ serpentina meia cana, conforme McKetta =  $d_{th}/D$  (para  $Re_{crit}$ )

Reynolds crítico

$$Re_{crit} := (2300) \cdot \left[ 1 + 8.6 \cdot \left( \frac{d_{th}}{D} \right)^{0.45} \right]$$

$$Re_{crit} = 4.309 \times 10^3$$

Número de Reynolds interno à serpentina meia-cana, conforme McKetta

$$NRe := \frac{(V \cdot 3600) \cdot (dth \cdot 3.28084) \cdot \rho}{\mu}$$

$$NRe = 1.73 \times 10^5$$

Como  $NRe > 2.2 \cdot 10^4 > REcrit$  então

$$\varepsilon := \left( \frac{0.3164}{NRe^{0.25}} \right) + (0.03) \left( \frac{dth}{D} \right)^{0.5}$$

$$\varepsilon = 0.018$$

Cálculo do Número de Prandtl

$$NPr := \frac{cps \cdot \mu}{k} \quad e \quad NPrw := NPr$$

$$NPr = 1.444 \quad e \quad NPrw = 1.444$$

Cálculo Número de Nusselt

$$Nu := \frac{\left[ \left( \frac{\varepsilon}{8} \right) \cdot (NRe) \cdot (NPr) \right] \cdot \left( \frac{NPr}{NPrw} \right)^{0.14}}{\left[ 1 + (12.7) \cdot \left( \sqrt{\frac{\varepsilon}{8}} \right) \cdot \left[ (NPr)^{\frac{2}{3}} - 1 \right] \right]}$$

$$Nu = 478.531$$

Cálculo do coeficiente de película lado do fluido de resfriamento

$$hj := \frac{Nu \cdot k}{(3.28084) \cdot dth}$$

$$hj = 1.152 \times 10^3 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$

$$\boxed{h_j \cdot (5.67826) = 6.541 \times 10^3} \quad \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

**Cálculo do  $h_i$  (coef. película lado do fluido a ser resfriado)**

Cálculo do Número de Grashof

$$Gr := \frac{(\rho_c)^2 \cdot (g) \cdot (\beta) \cdot (\delta w_i - \delta_i) \cdot (L)^3}{(\mu_c)^2}$$

$$\boxed{Gr = 1.981 \times 10^{13}}$$

Cálculo do Número de Rayleigh

$$Ra := (Gr) \cdot (NPr_c)$$

$$\boxed{Ra = 2.032 \times 10^{14}}$$

Cálculo Número de Nusselt (Convecção Natural)

$$Nuc := \left[ 0.825 + \frac{(0.387) \cdot (Ra)^{\frac{1}{6}}}{\left[ 1 + \left( \frac{0.492}{NPr_c} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right]^2$$

$$\boxed{Nuc = 8.126 \times 10^3}$$

Cálculo do coeficiente de película lado do fluido a ser resfriado

$$h_i := \frac{(Nuc) \cdot (k_c)}{L}$$

$$h_i = 50.654 \quad \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$

$$\boxed{h_i \cdot 5.67826 = 287.628} \quad \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

### Cálculo do Coeficiente Global de Transferência de Calor $U$

$$\text{Inverter} := (h_i \cdot 5.67826)^{-1} + (f\ddot{r}) + \left( \frac{x_l}{k_i} \right) + (f\ddot{f}) + (h_j \cdot 5.67826)^{-1}$$

$$U := \left( \frac{1}{\text{Inverter}} \right)$$

$$\boxed{U = 232.751} \quad \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \quad \text{ou} \quad U \cdot \frac{3600}{1000} = 837.903 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K}}$$

### Geração de Calor na Fermentação

Redução de extrato

$$E := (E\%) \cdot \left( \frac{100}{t_f} \right) = 0.125 \quad \text{kg extrato / hl.h}$$

Taxa de geração de calor

$$T_g := (C_g) \cdot (E) \cdot (V_u)$$

$$\boxed{T_g = 8.575 \times 10^4} \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Calor gerado na fermentação

$$Q_g := (T_g) \cdot (A_t) \cdot (0.001163)$$

$$\boxed{Q_g = 64.823} \quad \text{kW}$$

### Calor Retirado no Resfriamento

Temperatura média logarítmica

$$\Delta\delta_m := \frac{(\delta_{wi} - \delta_i) - (\delta_{wo} - \delta_o)}{\ln \left[ \frac{(\delta_{wi} - \delta_i)}{(\delta_{wo} - \delta_o)} \right]}$$

$$\Delta\delta_m = 11.628 \quad ^\circ\text{C}$$

Área bruta de transferência de calor

$$A := d_{ro} \cdot h \cdot z \cdot n \cdot t_k$$

$$A = 242.881 \quad \text{m}^2$$

Fluxo de calor a ser transferido no resfriamento

$$Q_a := U \cdot A \cdot \Delta\delta_m$$

$$Q_a = 6.573 \times 10^5 \quad \text{W}$$

Calor Total a ser Retirado do Sistema

$$Q := \left( \frac{Q_a}{1000} \right) + Q_g$$

$$Q = 722.171 \quad \text{kW}$$

$$q := \frac{Q}{A}$$

$$q = 2.973 \quad \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$$

### Vazão de Amônia Requerida

$$m_{NH3} := \frac{Q}{hlv}$$

$$\boxed{m_{NH3} = 0.563} \quad \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad \text{ou} \quad (m_{NH3}) \cdot 3600 = 2.028 \times 10^3 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$m_{NH3uml} := 4 \cdot m_{NH3}$$

$$\boxed{m_{NH3uml} = 2.253} \quad \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$V_{NH3} := (m_{NH3um}) \cdot (v_a) \cdot 3600$$

$$\boxed{V_{NH3} = 12.539} \quad \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

### Cálculo da Perda de Carga na Serpentina

Velocidade do meio de resfriamento na serpentina

$$v := \frac{(m_{NH3um}) \cdot (v_a)}{(z) \cdot (x) \cdot (A_s)}$$

$$v = 0.133 \quad \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Coeficiente de Arraste na Serpentina

$$\zeta := 0.0054 + \frac{0.3964}{NRe^{0.3}}$$

$$\zeta = 0.016$$

Perda de Carga em uma Serpentina

$$\Delta P := \left[ \zeta_{ui} + \zeta_{uo} + \left[ \zeta \cdot \frac{L_s}{(dh)} \right] \right] \cdot \left[ \frac{(\rho \cdot 16.019 \cdot v^2)}{2 \cdot 10^5} \right]$$

$$\Delta P = 2.876 \times 10^{-3} \quad \text{bar}$$

## A2 CÁLCULO DE ÁREAS E VOLUMES DAS PARTES DO VASO

### I. Costado

O costado do fermentador (altura cilíndrica) é medido entre as linhas de solda entre este e os tampos (superior e inferior). Para o vaso objeto deste trabalho, a altura cilíndrica ( $h_C$ ) e o diâmetro interno ( $D_i$ ) possuem, respectivamente, 14,3 e 6,8 metros.

O cálculo do volume interno compreende a relação para superfícies cilíndricas conforme a equação (40):

$$V_{co} = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot h_C}{4} \quad 40$$

Substituindo os valores de  $h_C$  e  $D_i$  na equação (40), obtém o valor de 519,33 m<sup>3</sup> para o volume do costado.

### II. Tampo inferior

O tampo inferior é construído de forma a atender a norma ASME Seção VIII Div.1, a qual estabelece no parágrafo UG32(h) que o mesmo deve possuir uma seção toroidal na borda do tampo cônico quando este possui semi-ângulo maior que 30° ( $\phi$  - vide figura 35), caso não seja feita uma análise especial por 1-5 (g) da referida norma. Como o cálculo mecânico não faz parte da abordagem literária da dissertação, serão utilizados os dados de projeto do equipamento construído focando o dimensionamento térmico.

Para o fermentador em análise, o raio de concordância equivale a, aproximadamente, 7,4% do diâmetro externo da saia do tampo. Este valor está de acordo com o código *ASME Seção VIII Divisão 1* - parág. UG 32(h) - o qual estabelece que a relação entre o raio de concordância da seção toroidal e o diâmetro externo do tampo deve ser, no mínimo, de 6% e ser maior que 3 (três) vezes a espessura da seção toroidal.

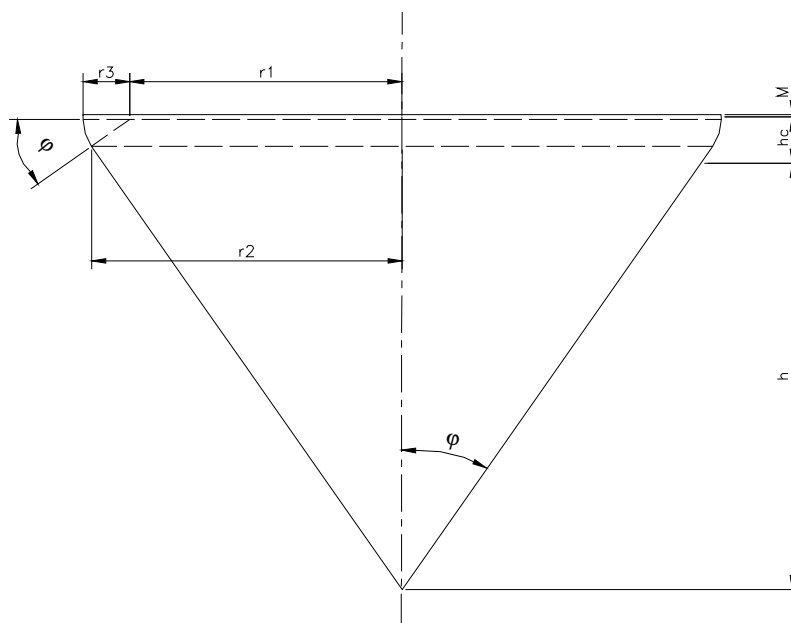


Figura 35: Esquema básico de um tampo toricônico

Para o cálculo do tampo, este deve ser dividido em quatro partes para que se tenha um valor mais exato do volume ocupado pelo líquido (vide figura 36).

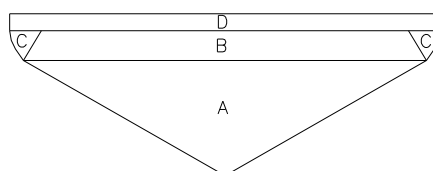


Figura 36: Tampo toricônico dividido em partes

*Oberg et al* (1979) fornece as equações (41) e (42) necessárias para o cálculo dos volumes das seções A e B:

$$V_A = \frac{\pi \cdot r_2^2}{3} \cdot h = \frac{\pi \cdot r_2^3}{3 \cdot \tan(\varphi)}$$



$$V_B = \frac{\pi \cdot h_c}{3} \cdot (r_1^2 + r_1 \cdot r_2 + r_2^2) \quad 42$$

sendo  $h = \frac{0,074 \cdot D + 0,426 \cdot D \cdot \cos(\varphi)}{\tan(\varphi)}$ ;  $h_c = 0,074 \cdot D \cdot \sin(\varphi)$ ;  $r_1 = 0,426 \cdot D_i$ ;  $r_2 = r_1 + r_3 \cdot \cos \varphi$ ;  $r_3 = 0,074 \cdot D_i$ .

*Souza & Razuk* (1996) estabelecem a equação (43) para cálculo da seção C:

$$V_C = \frac{\pi^2}{4} \cdot (2 \cdot r_3)^2 \cdot (2 \cdot r_1) \cdot \left( \frac{\varphi}{360} \right) \quad 43$$

Utilizando as equações (41), (42) e (43), obtém-se:  $V_A = 54,187 \text{ m}^3$ ;  $V_B = 8,743 \text{ m}^3$  e  $V_C = 1,408 \text{ m}^3$  para  $D_i = 6,8 \text{ m}$  e  $\varphi = 35^\circ$ .

A seção D é calculada utilizando-se a equação (40) e substituindo a altura do costado ( $h_c$ ) pela altura da saia do tampo ( $M = 50 \text{ mm}$ ), obtendo-se  $V_D = 1,816 \text{ m}^3$ .

O volume total do tampo é dado pela soma dos volumes A, B, C e D:

$$V_T = V_A + V_B + V_C + V_D = 66,154 \text{ m}^3$$

### III. Tampo superior

O tampo superior do vaso é do tipo torisférico (figura 37) com raio de concordância de 500 mm, porém as formas comumente usadas para este tipo de tampo são as que possuem raio da seção toroidal (seção de raio menor conformada durante o rebordeamento da chapa) de 6% e 10% (*Souza & Razuk*, 1996).

Para o fermentador em análise, o raio de concordância equivale a, aproximadamente, 7,4% do diâmetro externo da saia do tampo, sendo este valor de acordo com o código ASME Seção VIII Divisão 1 - parág. UG 32(j) - o qual estabelece que a relação entre o raio de concordância da seção toroidal e o diâmetro externo do tampo deve ser, no mínimo, de 6% e ser maior que 3 (três) vezes a espessura da seção toroidal..

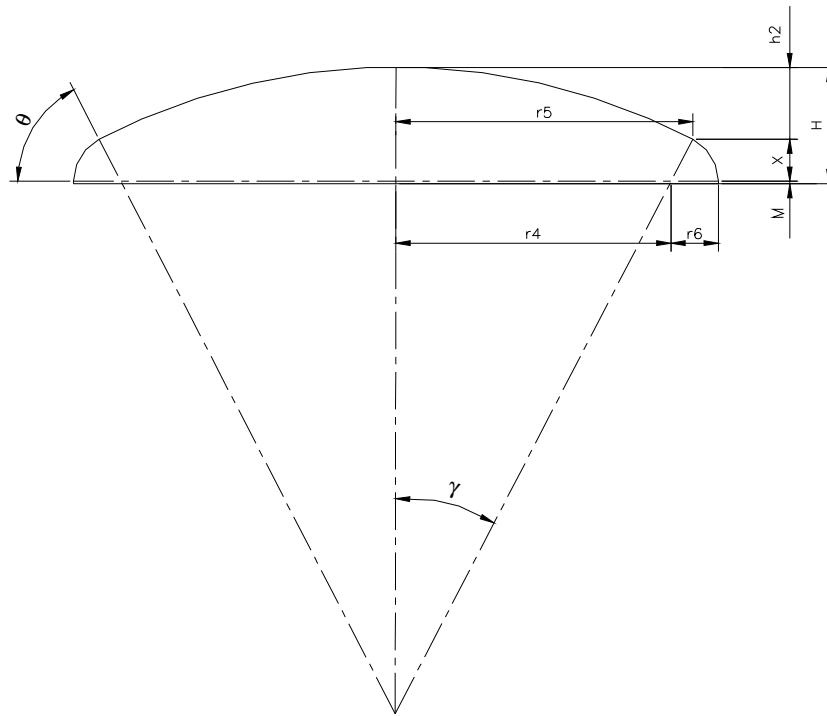


Figura 37: Esquema básico de um tampo torisférico

Para o cálculo do tampo, este também será dividido em quatro partes para que tenhamos um valor mais exato do volume ocupado pelo líquido (vide figura 38).

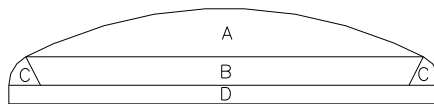


Figura 38: Tampo torisférico dividido em partes

*Oberg et al* (1979) fornece as equações (44) necessárias para o cálculo dos volumes das seções A e B:

$$V_A = \pi \cdot h_2^2 \cdot \left( R - \frac{h_2}{3} \right)$$

$$V_B = \frac{\pi \cdot X}{3} \cdot (r_4^2 + r_4 \cdot r_5 + r_5^2) \quad 45$$

sendo  $h_2 = H - X - M$ ;  $X = 0,074 \cdot D_i \cdot \sin \theta$ ;  $r_4 = 0,426 \cdot D_i$ ;  $r_5 = r_4 + r_6 \cdot \cos \theta$ .

Utilizando a equação (44) para  $D_i = 6,8 \text{ m}$ ,  $M = 25 \text{ mm}$ ,  $H = 1264 \text{ mm}$ ,  $\gamma = 27^\circ$  e  $\theta = 63^\circ$ , tem-se que o valor do volume da seção A é de  $11,671 \text{ m}^3$ .

*Souza & Razuk* (1996) estabelecem a equação (46) para cálculo da seção C:

$$V_C = \frac{\pi^2}{4} \cdot (2 \cdot r_6)^2 \cdot (2 \cdot r_4) \cdot \left( \frac{\gamma}{360} \right) \quad 46$$

sendo  $r_6 = 0,074 \times D_i$ .

Utilizando as equações (45) e (46), obtém:  $V_B = 12,776 \text{ m}^3$  e  $V_C = 1,086 \text{ m}^3$ .

A seção D é calculada utilizando a equação (40) e substituindo a altura do costado ( $h_C$ ) pela altura da saia do tampo ( $M = 25 \text{ mm}$ ), obtendo-se  $V_D = 0,908 \text{ m}^3$ .

O volume total do tampo é dado pela soma dos volumes A, B, C e D:

$$V_T = V_A + V_B + V_C + V_D = 26,441 \text{ m}^3$$

#### IV. Volume total

O volume final do vaso é dado pela soma dos valores encontrados para os tampos e costado, os quais fornecem o valor aproximado de  $612 \text{ m}^3$  (6120 hl).

O volume total do vaso em estudo é dado pela adição de, no mínimo, 25% do total do volume de mosto para o resto do tanque, como visto no item 2.6.4. Portanto, deduz-se que o volume de mosto no processo do fermentador em estudo é de aproximadamente  $490 \text{ m}^3$ . Este valor pode ser confirmado a partir do cálculo do volume útil do costado para a cota de 11.685 mm somado ao volume do cone (vide figura 12).

### A3 CÁLCULO DO DIÂMETRO HIDRÁULICO

No roteiro de cálculo dado por *Gross* (1998), os diâmetros térmicos e hidráulicos são calculados por *Stein & Schmidt* (1986) – item 2.7.4 e Apêndice A.1. *McKetta* (1992) apresenta uma forma distinta de interpretar-se o perímetro molhado a ser utilizado na equação (03), como se poderá verificar nos cálculos a seguir (inclusive do item A.4). Para este autor, o perímetro molhado ( $P_s$ ) para o cálculo da perda de carga em uma serpentina meia-cana é dado pela soma do diâmetro interno do conduto com o comprimento transversal do perfil da chapa que forma a seção da serpentina.

#### I. Serpentina do costado:

O perfil da serpentina do costado é apresentado na figura 34. O cálculo da área da seção de escoamento ( $A_s$ ) da serpentina helicoidal do costado foi feito diretamente do *software* AUTOCAD, obtendo-se:

$$A_s = 792,92 \text{ mm}^2$$

Por *McKetta* (1992), com o comprimento transversal do perfil calculado pelo *software* AUTOCAD, o qual fornece o valor de 86,52 mm, tem-se:

$$P_s = 75,00 + 86,52 = 161,52 \text{ mm}$$

Da equação (03) tem-se:

$$d_h = \frac{4 \cdot 792,92}{161,52} \quad \therefore d_h = 19,636 \text{ mm}$$

#### II. Serpentinhas do fundo:

O perfil da serpentina distribuidora / coletora é representado na figura 39:

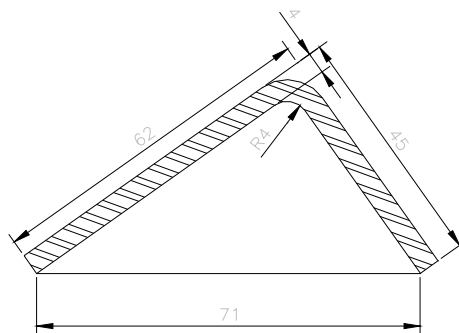


Figura 39: Perfil da serpentina do fundo

Considerando o perímetro interno do perfil como sendo um triângulo de Pitágoras (vide Apêndice E), temos as dimensões representadas na figura 40:

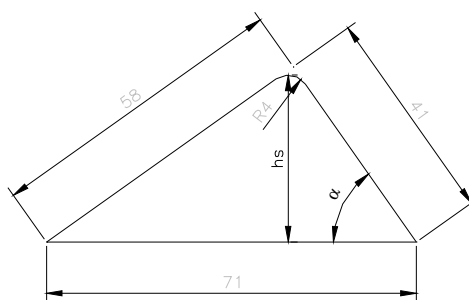


Figura 40: Dimensões internas da serpentina do fundo

Para as relações de cálculo do triângulo de Pitágoras tem-se:

$$\cos(\alpha) = \frac{41}{71}$$

$$\therefore \alpha = a \cdot \cos(0,58) = 54,73^\circ$$

$$h_s = 58 \cdot \cos(\alpha) = 33,49mm$$

$$A_s = \frac{1}{2} \cdot b_s \cdot h_s - 0,215 \cdot r_i^2$$

sendo r o raio interno formado pelo dobramento do perfil

$$\therefore A_s = \frac{71 \cdot 33,49}{2} - 0,215 \cdot (4)^2 = 1185,46 \text{ mm}^2$$

Por McKetta (1992), tem-se:

$$P_s = 71 + 41 + 58 = 170,00 \text{ mm}$$

Da equação (03) tem-se:

$$d_h = \frac{4 \cdot 1185,46}{170}$$

$$\therefore d_h = 27,893 \text{ mm}$$

O perfil das serpentinas verticais do fundo do vaso é representado na figura 41:

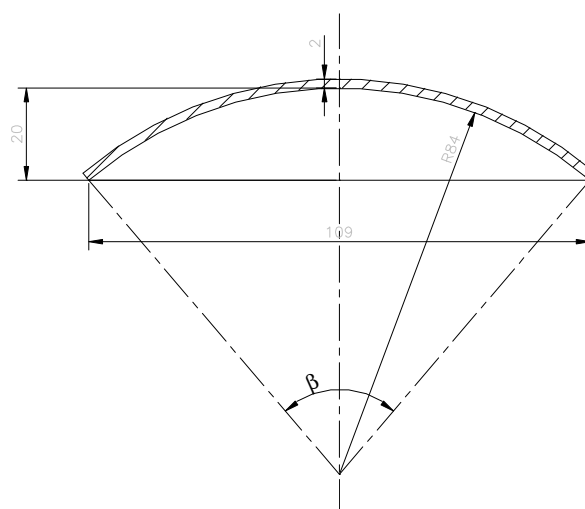


Figura 41: Perfil das serpentinas verticais do fundo cônico

Para o cálculo da seção circular da figura 41, *Oberg et al* fornece as seguintes equações:

$$h_s = r_s \cdot \left[ 1 - \cos\left(\frac{\beta}{2}\right) \right]$$

$$\beta = \frac{57,296 \cdot l}{r_s} \quad 48$$

$$A_s = \frac{1}{2} \cdot [r_s \cdot l - c \cdot (r_s - h_s)] \quad 49$$

sendo a altura interna da serpentina ( $h_s$ ) de 20,00 mm e o ângulo do vértice ( $\beta$ ) de 80,74°, tem-se:

$$20 = 84 \times \left[ 1 - \cos\left(\frac{\beta}{2}\right) \right]$$

$$80,74 = \frac{57,296 \cdot l}{84} \quad \text{e} \quad \therefore l = 118,36 \text{ mm}$$

Substituindo os valores acima na equação (49), obtem-se:

$$A_s = \frac{1}{2} \cdot [84 \cdot 118,36 - 109 \cdot (84 - 20)]$$

$$\therefore A_s = 1483,27 \text{ mm}^2$$

Por *McKetta* (1992), tem-se:

$$P_s = 109 + 118,36 = 227,36 \text{ mm}$$

Da equação (03) tem-se:

$$d_h = \frac{4 \cdot 1493,27}{227,36}$$

$$\therefore d_h = 26,271 \text{ mm}$$

## A4 CÁLCULO DO DIÂMETRO HIDRÁULICO TÉRMICO

### I. Serpentina do Costado:

O valor da área da seção transversal de escoamento da serpentina helicoidal do costado é o mesmo calculado no item A.3. I, portanto:

$$A_s = 792,92 \text{ mm}^2$$

Para *McKetta* (1992), o perímetro molhado para transferência de calor ( $h_j - Nu$  e  $N_{Re}$ ) em uma serpentina meia-cana é dado pelo diâmetro interno do conduto. Portanto:

$$P_s = 75,00 \text{ mm}$$

Da equação (03) tem-se:

$$d_{th} = \frac{4 \cdot 792,92}{75}$$

$$\therefore d_{th} = 42,289 \text{ mm}$$



## II. Serpentinhas do Fundo:

O valor da área da seção transversal de escoamento da serpentina distribuidora / coletora do fundo cônico (figura 39) é o mesmo calculado no item A.3. II, portanto:

$$A_s = 1185,46 \text{ mm}^2$$

Por *McKetta* (1992), tem-se:

$$P_s = b_s = 71,00 \text{ mm}$$

Da equação (03) tem-se:

$$d_{th} = \frac{4 \cdot 1185,46}{71}$$

$$\therefore d_{th} = 66,79 \text{ mm}$$

O valor da área da seção transversal de escoamento da serpentina vertical do fundo cônico (figura 41) é o mesmo calculado no item A.3. II, portanto:

$$A_s = 1483,27 \text{ mm}^2$$

Da equação (03), tem-se para  $P_s = 109,00 \text{ mm}$ :

$$d_{th} = \frac{4 \cdot 1483,27}{109}$$

$$\therefore d_{th} = 54,43 \text{ mm}$$

## APÊNDICE B

**TABELA B.1 - Cálculo geral das serpentinas do vaso**

|                        |    |        |        |        |        |
|------------------------|----|--------|--------|--------|--------|
| Espessura do costado   | mm | 5,0    | 6,0    | 7,0    | 8,0    |
| Diâm.ext. do costado   | mm | 6810   | 6812   | 6814   | 6816   |
| Diâm.ext. desenvolvido | m  | 21,394 | 21,401 | 21,407 | 21,413 |
| 1 ponta após a furação | m  | 0,050  |        |        |        |

| Serpentina do costado | Comprimento (m) | Diâmetro int. (m) | Área de contato (m²) | Seção da serpentina do costado (mm²) | Volume da serpentina (m³) | Diâmetro hidráulico (mm) | Diâmetro Térmico (mm) |
|-----------------------|-----------------|-------------------|----------------------|--------------------------------------|---------------------------|--------------------------|-----------------------|
| 1                     | 63,368          | 0,075             | 4,753                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 2                     | 63,270          | 0,075             | 4,745                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 3                     | 63,172          | 0,075             | 4,738                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 4                     | 63,073          | 0,075             | 4,730                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 5                     | 62,976          | 0,075             | 4,723                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 6                     | 63,097          | 0,075             | 4,732                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 7                     | 62,999          | 0,075             | 4,725                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 8                     | 62,901          | 0,075             | 4,718                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 9                     | 62,802          | 0,075             | 4,710                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 10                    | 62,705          | 0,075             | 4,703                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 11                    | 63,801          | 0,075             | 4,785                | 792,928                              | 0,051                     | 19,635                   | 42,290                |
| 12                    | 63,703          | 0,075             | 4,778                | 792,928                              | 0,051                     | 19,635                   | 42,290                |
| 13                    | 63,605          | 0,075             | 4,770                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 14                    | 63,406          | 0,075             | 4,755                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 15                    | 63,428          | 0,075             | 4,757                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 16                    | 63,330          | 0,075             | 4,750                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 17                    | 63,442          | 0,075             | 4,758                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 18                    | 63,344          | 0,075             | 4,751                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 19                    | 63,245          | 0,075             | 4,743                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 20                    | 63,148          | 0,075             | 4,736                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 21                    | 63,050          | 0,075             | 4,729                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 22                    | 62,952          | 0,075             | 4,721                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 23                    | 42,751          | 0,075             | 3,206                | 792,928                              | 0,034                     | 19,635                   | 42,290                |
| 24                    | 42,738          | 0,075             | 3,205                | 792,928                              | 0,034                     | 19,635                   | 42,290                |
| 25                    | 42,640          | 0,075             | 3,198                | 792,928                              | 0,034                     | 19,635                   | 42,290                |
| 26                    | 42,541          | 0,075             | 3,191                | 792,928                              | 0,034                     | 19,635                   | 42,290                |
| 27                    | 42,457          | 0,075             | 3,184                | 792,928                              | 0,034                     | 19,635                   | 42,290                |
| 28                    | 42,359          | 0,075             | 3,177                | 792,928                              | 0,034                     | 19,635                   | 42,290                |
| 29                    | 63,877          | 0,075             | 4,791                | 792,928                              | 0,051                     | 19,635                   | 42,290                |
| 30                    | 63,569          | 0,075             | 4,768                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 31                    | 63,470          | 0,075             | 4,760                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 32                    | 63,392          | 0,075             | 4,754                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 33                    | 63,294          | 0,075             | 4,747                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| 34                    | 63,196          | 0,075             | 4,740                | 792,928                              | 0,050                     | 19,635                   | 42,290                |
| <b>TOTAL</b>          |                 |                   | <b>152,032</b>       | <b>26959,562</b>                     | <b>1,607</b>              |                          |                       |

| Serpentina do vertical cone | Comprimento (m) | Diâmetro int. (m) | Área de contato (m <sup>2</sup> ) | Seção da serpentina do costado (mm <sup>2</sup> ) | Volume da serpentina (m <sup>3</sup> ) | Diâmetro hidráulico (mm) | Diâmetro Térmico (mm) |
|-----------------------------|-----------------|-------------------|-----------------------------------|---------------------------------------------------|----------------------------------------|--------------------------|-----------------------|
| 1                           | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 2                           | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 3                           | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 4                           | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 5                           | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 6                           | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 7                           | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 8                           | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 9                           | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 10                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 11                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 12                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 13                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 14                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 15                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 16                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 17                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 18                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 19                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 20                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 21                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 22                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 23                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| 24                          | 3,405           | 0,109             | 0,371                             | 1483,270                                          | 0,005                                  | 26,096                   | 54,432                |
| <b>TOTAL</b>                |                 |                   | <b>8,907</b>                      | <b>35598,480</b>                                  | <b>0,101</b>                           |                          |                       |

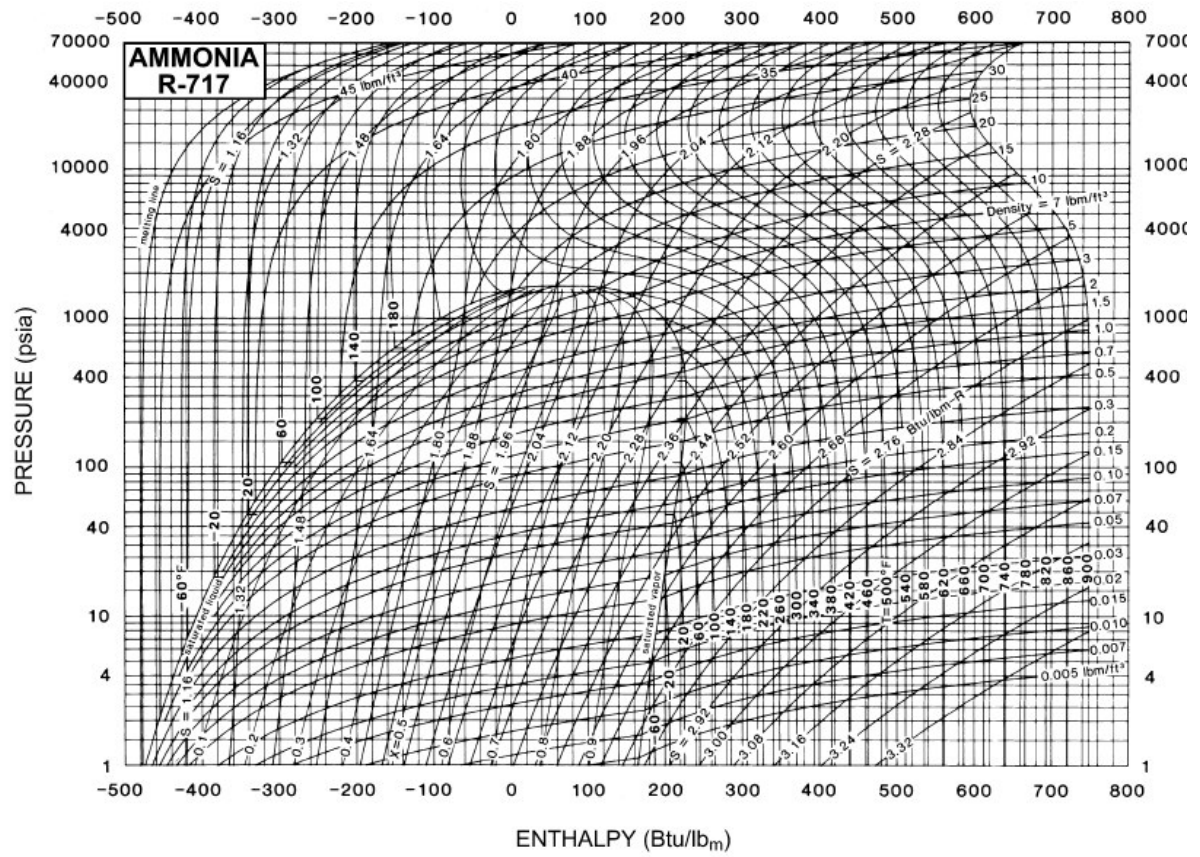
| Serpentina do horiz. cone | Comprimento (m) | Diâmetro int. (m) | Área de contato (m <sup>2</sup> ) | Seção Circular da serpentina do costado (mm <sup>2</sup> ) | Volume da serpentina (m <sup>3</sup> ) | Diâmetro hidráulico (mm) | Diâmetro Térmico (mm) |
|---------------------------|-----------------|-------------------|-----------------------------------|------------------------------------------------------------|----------------------------------------|--------------------------|-----------------------|
| 1                         | 17,530          | 0,071             | 1,245                             | 1185,460                                                   | 0,021                                  | 27,893                   | 66,786                |
| 2                         | 4,964           | 0,071             | 0,352                             | 1185,460                                                   | 0,006                                  | 27,893                   | 66,786                |
| <b>TOTAL</b>              |                 |                   | <b>1,597</b>                      | <b>2370,920</b>                                            | <b>0,027</b>                           |                          |                       |

|                                       |              |                |
|---------------------------------------|--------------|----------------|
| Volume total da serpentina do costado | <b>1,607</b> | m <sup>3</sup> |
| Volume total da serpentina do fundo   | <b>0,128</b> | m <sup>3</sup> |

TABELA B2 – Propriedades da Amônia Saturada (Fonte: ASHRAE, 2001)

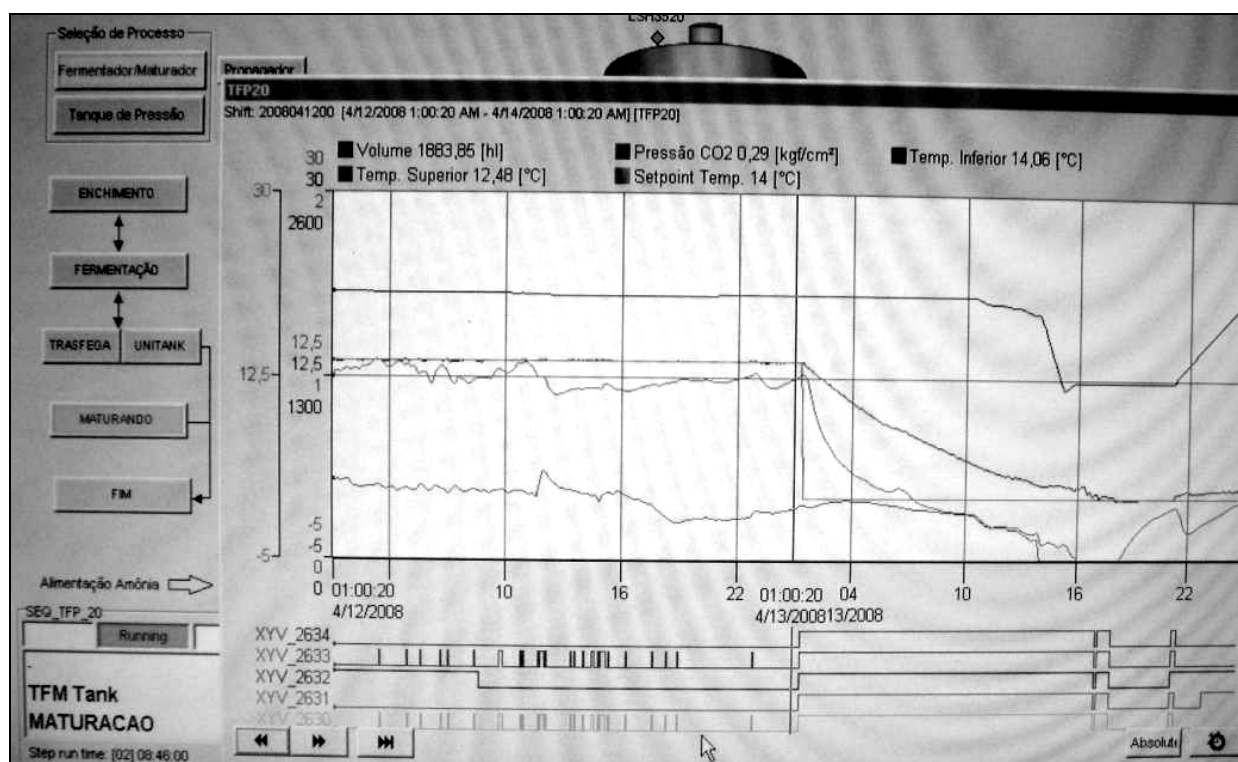
| Temp.,*<br>°F | Pres-<br>sure,<br>psia | Density,<br>lb/ft <sup>3</sup><br>Liquid | Volume,<br>ft <sup>3</sup> /lb<br>Vapor | Enthalpy,<br>Btu/lb |         | Entropy,<br>Btu/lb·°F |         | Specific Heat <i>c<sub>p</sub></i> ,<br>Btu/lb·°F |        |        | <i>c<sub>p</sub>/c<sub>v</sub></i> | Vel. of Sound,<br>ft/s |       | Viscosity,<br>lb <sub>m</sub> /ft·h |        | Thermal Cond.,<br>Btu/h·ft·°F |       | Surface<br>Tension,<br>dyne/cm | Temp.,<br>°F |
|---------------|------------------------|------------------------------------------|-----------------------------------------|---------------------|---------|-----------------------|---------|---------------------------------------------------|--------|--------|------------------------------------|------------------------|-------|-------------------------------------|--------|-------------------------------|-------|--------------------------------|--------------|
|               |                        |                                          |                                         | Liquid              | Vapor   | Liquid                | Vapor   | Liquid                                            | Vapor  | Vapor  |                                    | Liquid                 | Vapor | Liquid                              | Vapor  | Liquid                        | Vapor |                                |              |
| -107.78a      | 0.883                  | 45.75                                    | 249.92                                  | -69.830             | 568.765 | -0.18124              | 1.63351 | 1.0044                                            | 0.4930 | 1.3252 | 6969.                              | 1161.8                 | 1.354 | 0.0165                              | 0.4735 | 0.01135                       | 62.26 | -107.78                        |              |
| -100.00       | 1.237                  | 45.47                                    | 182.19                                  | -61.994             | 572.260 | -0.15922              | 1.60421 | 1.0100                                            | 0.4959 | 1.3262 | 6830.                              | 1173.8                 | 1.232 | 0.0168                              | 0.4647 | 0.01138                       | 60.47 | -100.00                        |              |
| -90.00        | 1.864                  | 45.09                                    | 124.12                                  | -51.854             | 576.688 | -0.13142              | 1.56886 | 1.0176                                            | 0.5003 | 1.3278 | 6666.                              | 1188.6                 | 1.099 | 0.0171                              | 0.4534 | 0.01143                       | 58.19 | -90.00                         |              |
| -80.00        | 2.739                  | 44.71                                    | 86.546                                  | -41.637             | 581.035 | -0.10416              | 1.53587 | 1.0254                                            | 0.5056 | 1.3296 | 6513.                              | 1202.9                 | 0.986 | 0.0175                              | 0.4422 | 0.01149                       | 55.94 | -80.00                         |              |
| -70.00        | 3.937                  | 44.31                                    | 61.647                                  | -31.341             | 585.288 | -0.07741              | 1.50503 | 1.0331                                            | 0.5118 | 1.3319 | 6367.                              | 1216.7                 | 0.891 | 0.0179                              | 0.4310 | 0.01158                       | 53.73 | -70.00                         |              |
| -60.00        | 5.544                  | 43.91                                    | 44.774                                  | -20.969             | 589.439 | -0.05114              | 1.47614 | 1.0406                                            | 0.5190 | 1.3346 | 6228.                              | 1229.7                 | 0.810 | 0.0182                              | 0.4198 | 0.01168                       | 51.54 | -60.00                         |              |
| -50.00        | 7.659                  | 43.50                                    | 33.105                                  | -10.521             | 593.476 | -0.02534              | 1.44900 | 1.0478                                            | 0.5271 | 1.3379 | 6092.                              | 1242.2                 | 0.741 | 0.0186                              | 0.4088 | 0.01180                       | 49.39 | -50.00                         |              |
| -40.00        | 10.398                 | 43.08                                    | 24.881                                  | 0.000               | 597.387 | 0.00000               | 1.42347 | 1.0549                                            | 0.5364 | 1.3419 | 5959.                              | 1253.9                 | 0.680 | 0.0190                              | 0.3978 | 0.01193                       | 47.26 | -40.00                         |              |
| -30.00        | 13.890                 | 42.66                                    | 18.983                                  | 10.592              | 601.162 | 0.02491               | 1.39938 | 1.0617                                            | 0.5467 | 1.3465 | 5827.                              | 1264.9                 | 0.628 | 0.0194                              | 0.3870 | 0.01209                       | 45.17 | -30.00                         |              |
| -27.99b       | 14.696                 | 42.57                                    | 18.007                                  | 12.732              | 601.904 | 0.02987               | 1.39470 | 1.0631                                            | 0.5490 | 1.3475 | 5801.                              | 1267.1                 | 0.618 | 0.0195                              | 0.3849 | 0.01212                       | 44.75 | -27.99                         |              |
| -25.00        | 15.962                 | 42.45                                    | 16.668                                  | 15.914              | 602.995 | 0.03720               | 1.38784 | 1.0651                                            | 0.5524 | 1.3491 | 5762.                              | 1270.2                 | 0.604 | 0.0196                              | 0.3817 | 0.01217                       | 44.14 | -25.00                         |              |
| -20.00        | 18.279                 | 42.23                                    | 14.684                                  | 21.253              | 604.789 | 0.04939               | 1.37660 | 1.0684                                            | 0.5583 | 1.3520 | 5697.                              | 1275.2                 | 0.582 | 0.0198                              | 0.3764 | 0.01226                       | 43.11 | -20.00                         |              |
| -15.00        | 20.858                 | 42.01                                    | 12.976                                  | 26.609              | 606.544 | 0.06148               | 1.36567 | 1.0716                                            | 0.5646 | 1.3550 | 5632.                              | 1280.0                 | 0.561 | 0.0200                              | 0.3711 | 0.01236                       | 42.09 | -15.00                         |              |
| -10.00        | 23.723                 | 41.79                                    | 11.502                                  | 31.982              | 608.257 | 0.07347               | 1.35502 | 1.0749                                            | 0.5711 | 1.3584 | 5567.                              | 1284.7                 | 0.541 | 0.0202                              | 0.3658 | 0.01246                       | 41.08 | -10.00                         |              |
| -5.00         | 26.895                 | 41.57                                    | 10.226                                  | 37.372              | 609.928 | 0.08536               | 1.34463 | 1.0782                                            | 0.5781 | 1.3619 | 5503.                              | 1289.1                 | 0.522 | 0.0204                              | 0.3606 | 0.01256                       | 40.08 | -5.00                          |              |
| 0.00          | 30.397                 | 41.34                                    | 9.1159                                  | 42.779              | 611.554 | 0.09715               | 1.33450 | 1.0814                                            | 0.5853 | 1.3657 | 5438.                              | 1293.3                 | 0.505 | 0.0206                              | 0.3555 | 0.01267                       | 39.08 | 0.00                           |              |
| 5.00          | 34.253                 | 41.12                                    | 8.1483                                  | 48.203              | 613.135 | 0.10885               | 1.32462 | 1.0847                                            | 0.5929 | 1.3698 | 5373.                              | 1297.3                 | 0.488 | 0.0208                              | 0.3503 | 0.01279                       | 38.10 | 5.00                           |              |
| 10.00         | 38.487                 | 40.89                                    | 7.3020                                  | 53.644              | 614.669 | 0.12045               | 1.31496 | 1.0880                                            | 0.6009 | 1.3742 | 5308.                              | 1301.1                 | 0.472 | 0.0210                              | 0.3453 | 0.01291                       | 37.12 | 10.00                          |              |
| 15.00         | 43.126                 | 40.66                                    | 6.5597                                  | 59.103              | 616.154 | 0.13197               | 1.30552 | 1.0914                                            | 0.6092 | 1.3789 | 5243.                              | 1304.7                 | 0.457 | 0.0212                              | 0.3402 | 0.01304                       | 36.15 | 15.00                          |              |
| 20.00         | 48.194                 | 40.43                                    | 5.9067                                  | 64.579              | 617.590 | 0.14340               | 1.29629 | 1.0948                                            | 0.6179 | 1.3840 | 5178.                              | 1308.0                 | 0.443 | 0.0214                              | 0.3352 | 0.01317                       | 35.19 | 20.00                          |              |
| 25.00         | 53.720                 | 40.20                                    | 5.3307                                  | 70.072              | 618.974 | 0.15474               | 1.28726 | 1.0983                                            | 0.6271 | 1.3894 | 5113.                              | 1311.1                 | 0.429 | 0.0216                              | 0.3302 | 0.01331                       | 34.23 | 25.00                          |              |
| 30.00         | 59.730                 | 39.96                                    | 4.8213                                  | 75.585              | 620.305 | 0.16599               | 1.27842 | 1.1019                                            | 0.6366 | 1.3951 | 5048.                              | 1314.0                 | 0.416 | 0.0218                              | 0.3253 | 0.01345                       | 33.29 | 30.00                          |              |
| 35.00         | 66.255                 | 39.72                                    | 4.3695                                  | 81.116              | 621.582 | 0.17717               | 1.26975 | 1.1056                                            | 0.6465 | 1.4012 | 4982.                              | 1316.6                 | 0.404 | 0.0220                              | 0.3204 | 0.01360                       | 32.35 | 35.00                          |              |
| 40.00         | 73.322                 | 39.48                                    | 3.9680                                  | 86.666              | 622.803 | 0.18827               | 1.26125 | 1.1094                                            | 0.6569 | 1.4078 | 4916.                              | 1319.0                 | 0.392 | 0.0222                              | 0.3155 | 0.01376                       | 31.42 | 40.00                          |              |
| 45.00         | 80.962                 | 39.24                                    | 3.6102                                  | 92.237              | 623.967 | 0.19929               | 1.25291 | 1.1134                                            | 0.6678 | 1.4147 | 4850.                              | 1321.1                 | 0.381 | 0.0224                              | 0.3107 | 0.01392                       | 30.50 | 45.00                          |              |
| 50.00         | 89.205                 | 38.99                                    | 3.2906                                  | 97.828              | 625.072 | 0.21024               | 1.24472 | 1.1175                                            | 0.6791 | 1.4222 | 4784.                              | 1323.0                 | 0.370 | 0.0227                              | 0.3059 | 0.01409                       | 29.59 | 50.00                          |              |
| 55.00         | 98.083                 | 38.75                                    | 3.0045                                  | 103.441             | 626.115 | 0.22111               | 1.23667 | 1.1218                                            | 0.6909 | 1.4301 | 4717.                              | 1324.6                 | 0.360 | 0.0229                              | 0.3012 | 0.01426                       | 28.69 | 55.00                          |              |
| 60.00         | 107.63                 | 38.50                                    | 2.7479                                  | 109.076             | 627.097 | 0.23192               | 1.22875 | 1.126                                             | 0.703  | 1.438  | 4650.                              | 1325.9                 | 0.350 | 0.0231                              | 0.2965 | 0.01445                       | 27.79 | 60.00                          |              |
| 65.00         | 117.87                 | 38.25                                    | 2.5172                                  | 114.734             | 628.013 | 0.24266               | 1.22095 | 1.131                                             | 0.716  | 1.447  | 4583.                              | 1327.0                 | 0.340 | 0.0233                              | 0.2918 | 0.01464                       | 26.90 | 65.00                          |              |
| 70.00         | 128.85                 | 37.99                                    | 2.3094                                  | 120.417             | 628.864 | 0.25334               | 1.21327 | 1.136                                             | 0.730  | 1.457  | 4515.                              | 1327.8                 | 0.331 | 0.0235                              | 0.2872 | 0.01483                       | 26.03 | 70.00                          |              |
| 75.00         | 140.59                 | 37.73                                    | 2.1217                                  | 126.126             | 629.647 | 0.26396               | 1.20570 | 1.141                                             | 0.744  | 1.467  | 4447.                              | 1328.3                 | 0.322 | 0.0237                              | 0.2825 | 0.01504                       | 25.16 | 75.00                          |              |
| 80.00         | 153.13                 | 37.47                                    | 1.9521                                  | 131.861             | 630.359 | 0.27452               | 1.19823 | 1.147                                             | 0.758  | 1.478  | 4378.                              | 1328.6                 | 0.313 | 0.0239                              | 0.2780 | 0.01525                       | 24.30 | 80.00                          |              |
| 85.00         | 166.51                 | 37.21                                    | 1.7983                                  | 137.624             | 630.999 | 0.28503               | 1.19085 | 1.153                                             | 0.774  | 1.490  | 4309.                              | 1328.5                 | 0.305 | 0.0241                              | 0.2734 | 0.01548                       | 23.44 | 85.00                          |              |
| 90.00         | 180.76                 | 36.94                                    | 1.6588                                  | 143.417             | 631.564 | 0.29549               | 1.18356 | 1.159                                             | 0.790  | 1.502  | 4240.                              | 1328.2                 | 0.297 | 0.0244                              | 0.2689 | 0.01571                       | 22.60 | 90.00                          |              |
| 95.00         | 195.91                 | 36.67                                    | 1.5319                                  | 149.241             | 632.052 | 0.30590               | 1.17634 | 1.166                                             | 0.807  | 1.515  | 4170.                              | 1327.5                 | 0.289 | 0.0246                              | 0.2644 | 0.01595                       | 21.77 | 95.00                          |              |
| 100.00        | 212.01                 | 36.40                                    | 1.4163                                  | 155.098             | 632.460 | 0.31626               | 1.16920 | 1.173                                             | 0.824  | 1.529  | 4099.                              | 1326.6                 | 0.282 | 0.0248                              | 0.2600 | 0.01620                       | 20.94 | 100.00                         |              |
| 105.00        | 229.09                 | 36.12                                    | 1.3108                                  | 160.990             | 632.785 | 0.32659               | 1.16211 | 1.180                                             | 0.843  | 1.544  | 4028.                              | 1325.3                 | 0.274 | 0.0250                              | 0.2556 | 0.01646                       | 20.13 | 105.00                         |              |
| 110.00        | 247.19                 | 35.83                                    | 1.2144                                  | 166.919             | 633.025 | 0.33688               | 1.15508 | 1.188                                             | 0.862  | 1.561  | 3956.                              | 1323.7                 | 0.267 | 0.0253                              | 0.2512 | 0.01673                       | 19.32 | 110.00                         |              |
| 115.00        | 266.34                 | 35.55                                    | 1.1262                                  | 172.887             | 633.175 | 0.34713               | 1.14809 | 1.197                                             | 0.883  | 1.578  | 3884.                              | 1321.8                 | 0.260 | 0.0255                              | 0.2468 | 0.01702                       | 18.53 | 115.00                         |              |
| 120.00        | 286.60                 | 35.26                                    | 1.0452                                  | 178.896             | 633.232 | 0.35736               | 1.14115 | 1.206                                             | 0.905  | 1.597  | 3811.                              | 1319.5                 | 0.254 | 0.0257                              | 0.2424 | 0.01732                       | 17.74 | 120.00                         |              |
| 125.00        | 307.98                 | 34.96                                    | 0.9710                                  | 184.949             | 633.193 | 0.36757               | 1.13423 | 1.216                                             | 0.928  | 1.617  | 3737.                              | 1316.9                 | 0.247 | 0.0260                              | 0.2381 | 0.01763                       | 16.96 | 125.00                         |              |
| 130.00        | 330.54                 | 34.66                                    | 0.9026                                  | 191.049             | 633.053 | 0.37775               | 1.12733 | 1.227                                             | 0.952  | 1.638  | 3662.                              | 1313.9                 | 0.241 | 0.0262                              | 0.2338 | 0.01795                       | 16.19 | 130.00                         |              |
| 135.00        | 354.32                 | 34.35                                    | 0.8397                                  | 197.199             | 632.807 | 0.38792               | 1.12044 | 1.239                                             | 0.978  | 1.662  | 3587.                              | 1310.6                 | 0.235 | 0.0265                              | 0.2295 | 0.01829                       | 15.44 | 135.00                         |              |
| 140.00        | 379.36                 | 34.04                                    | 0.7817                                  | 203.403             | 632.451 | 0.39808               | 1.11356 | 1.251                                             | 1.006  | 1.687  | 3511.                              | 1306.9                 | 0.229 | 0.0267                              | 0.2253 | 0.01865                       | 14.69 | 140.00                         |              |
| 145.00        | 405.70                 | 33.72                                    | 0.7280                                  | 209.663             | 631.978 | 0.40824               | 1.10666 | 1.265                                             | 1.035  | 1.715  | 3434.                              | 1302.8                 | 0.223 | 0.0270                              | 0.2210 | 0.01903                       | 13.95 | 145.00                         |              |
| 150.00        | 433.38                 | 33.39                                    | 0.6785                                  | 215.984             | 631.383 | 0.41840               | 1.09975 | 1.280                                             | 1.067  | 1.745  | 3356.                              | 1298.3                 | 0.217 | 0.0273                              | 0.2168 | 0.01943                       | 13.22 | 150.00                         |              |
| 155.00        | 462.45                 | 33.06                                    | 0.6325                                  | 222.370             | 630.659 | 0.42857               | 1.09281 | 1.296                                             | 1.101  | 1.778  | 3277.                              | 1293.4                 | 0.211 | 0.0276                              | 0.2125 | 0.01986                       | 12.51 | 155.00                         |              |
| 160.00        | 492.95                 | 32.72                                    | 0.5899                                  | 228.827             | 629.798 | 0.43875               | 1.08582 | 1.313                                             | 1.138  | 1.813  | 3198.                              | 1288.1                 | 0.206 | 0.0279                              | 0.2083 | 0.02031                       | 11.80 | 160.00                         |              |
| 165.00        | 524.94                 | 32.37                                    | 0.5504                                  | 235.359             | 628.791 | 0.44896               | 1.      |                                                   |        |        |                                    |                        |       |                                     |        |                               |       |                                |              |

## APÊNDICE C

GRÁFICO C1 – *DIAGRAMA DE MOLLIER DA AMÔNIA* (Fonte: ASHRAE, 2001)

## APENDICE D

**GRÁFICO D1 – GRÁFICO DE OPERAÇÃO DO FERMENTADOR CILINDROCÔNICO. TELA DO SUPERVISÓRIO. (Fonte: DEDINI, 2008)**



## APENDICE E

### PROVA TRADICIONAL DO TEOREMA DE PITÁGORAS

Nos cursos tradicionais de geometria plana, a prova utilizada é a prova por semelhança. No triângulo ACB retângulo em C (Fig. 42), a altura CK (perpendicular a AB) relativa à hipotenusa forma dois triângulos semelhantes ao próprio triângulo, em visto da congruência dos ângulos ( $\hat{A} \hat{C} K = \hat{B}$  complemento de  $\hat{A}$ ,  $\hat{B} \hat{C} K = \hat{A}$ , complemento de  $\hat{B}$ ). Portanto, temos proporcionalidades entre os lados homólogos, um para cada triângulo parcial com o total:  $b/c = x/b$  e  $a/c = y/a$ .

Então,  $b^2 = x.c$  e  $a^2 = y.c$ , conhecidas como relações métricas de Euclides. Adicionando-as, obtemos:

$$b^2 + a^2 = x.c + y.c = (x+y).c = c.c = c^2$$

$$\therefore b^2 + a^2 = c^2 : \text{relação de Pitágoras}$$

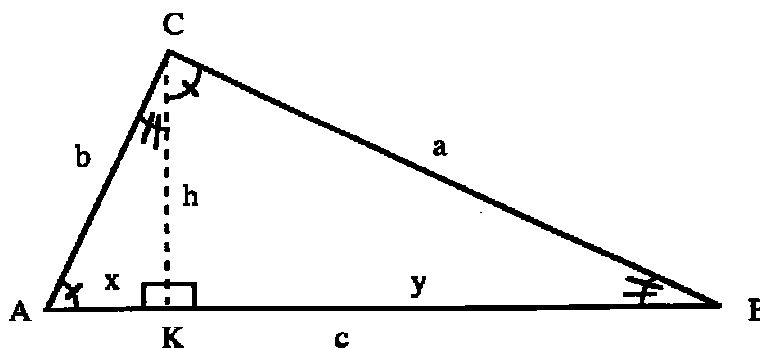


Figura 42: Triângulo de Pitágoras