

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

ESTUDO EXPERIMENTAL DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM UM MODELO DE
FERMENTADOR DE MOSTO PARA PRODUÇÃO DE CERVEJA ARTESANAL

por

Diego Persico Alves

Monografia apresentada ao Departamento de Engenharia Mecânica da Escola de Engenharia da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, como parte dos requisitos para obtenção do diploma de Engenheiro Mecânico.

Porto Alegre, Junho e 2015

ESTUDO EXPERIMENTAL DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM UM MODELO DE
FERMENTADOR DE MOSTO PARA PRODUÇÃO DE CERVEJA ARTESANAL

por

Diego Persico Alves

ESTA MONOGRAFIA FOI JULGADA ADEQUADA COMO PARTE DOS
REQUISITOS PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
ENGENHEIRO MECÂNICO
APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELA BANCA EXAMINADORA DO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

Prof. Alcy Rodolfo dos Santos Carrara
Coordenador do Curso de Engenharia Mecânica

Área de Concentração: **Energia e Fenômenos de Transporte**

Orientador: Prof. Paulo Smith Schneider

Comissão de Avaliação:

Prof. Paulo Otto Beyer

Prof^a. Thamy Cristina Hayashi

Prof. Charles Rech

Porto Alegre, 12 de Junho e 2015.

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a toda minha família em especial aos meus pais, Roseli e Estevão, que me deram educação, carinho e todo suporte necessário para alcançar este objetivo em minha vida.

Dedico a minha namorada Cristina Melendo Beck, uma pessoa muito especial na minha vida, pelo seu companheirismo, amor, carinho e total apoio durante esta jornada.

AGRADECIMENTOS

Agradeço, com imenso carinho, ao Prof. Paulo Smith Schneider pela sua orientação e sua ajuda que foram indispensáveis para a conclusão deste trabalho, e por mostrar que a engenharia não é feita só de teorias e cálculos, mas também de uma boa relação entre os colegas de área e pessoas a nossa volta.

Agradeço ao pessoal do LETA e aos funcionários José Luiz Salvadoretti e João Batista da Rosa pelo companheirismo e pelas ajudas na solução de problemas durante a etapa experimental.

E a todos que direta ou indiretamente fizeram parte da minha formação.

PERSICO, D. A. ESTUDO EXPERIMENTAL DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM UM MODELO DE FERMENTADOR DE MOSTO PARA PRODUÇÃO DE CERVEJA ARTESANAL. 2015. 20 folhas. Monografia (Trabalho de Conclusão do Curso em Engenharia Mecânica) – Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

RESUMO

O objetivo do presente trabalho é calcular experimentalmente o coeficiente interno de transferência de calor por convecção que ocorre em um modelo de fermentador de mosto para produção de cerveja artesanal, e compará-lo aos valores disponíveis na literatura. O processo é representado artificialmente por uma fonte de calor interna ao modelo de fermentador, com o objetivo de estudar apenas o fenômeno térmico. O modelo de fermentador é colocado em um banho a temperatura controlada, e é esse conjunto que forma a bancada experimental construída e utilizada neste trabalho. O balanço de energia realizado no entorno do modelo de fermentador permite estimar o coeficiente interno de transferência de calor por convecção que é comparado com aqueles disponíveis na literatura para problemas de convecção natural. Os resultados encontrados aproximam-se daqueles calculados pelas correlações para convecção natural em espaço confinado, sendo a melhor correlação a proposta por Catton que obteve um desvio médio de 30%.

PALAVRAS-CHAVE: cerveja artesanal, fermentação, convecção de calor

PERSICO, D. A. EXPERIMENTAL STUDY OF THE HEAT TRANSFER IN A FERMENTER OF WORT FOR ARTISANAL PRODUCTION BEER. 2015. 20 sheets. Monografia (Trabalho de Conclusão do Curso em Engenharia Mecânica) – Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

ABSTRACT

The objective of this research is to experimentally estimate the internal convective heat transfer coefficient in an artisanal beer fermenter model and compare it to values available in the literature. The process is artificially represented by a heat source inside the fermenter model, in order to study only the thermal physical phenomenon. The fermenter model is placed in a thermostatic bath with controlled temperature. The experimental apparatus is composed by this bath and the fermenter model itself. The energy balance obtained in the surrounding of the fermenter model allows the estimation of the internal convective heat transfer coefficient which is compared to the ones available in the literature for problems of natural convection. The results found are in good agreement with those of natural convection correlations in confined space, the best correlation found by Catton has an average deviation of 30%.

KEYWORDS: artisanal beer, fermentation, convective heat

Sumário

1	INTRODUÇÃO	1
2	REVISÃO BIBLIOGRAFICA.....	1
3	PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE CERVEJA.....	2
3.1	Visão geral dos processos.....	2
3.2	Fermentação Alcoólica.....	3
3.3	Importância da higiene no processo de fabricação.....	3
4	METODOLOGIA	4
4.1	Concepção da bancada.....	4
4.2.	Modelo matemático	5
5	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL.....	8
6	RESULTADOS E DISCUSSÕES	10
7	CONCLUSÕES.....	12
	RECOMENDAÇÃO PARA TRABALHOS FUTUROS	12
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	13
	APÊNDICES	14

1 INTRODUÇÃO

O Brasil é o terceiro maior produtor de cerveja do mundo, atrás apenas de China e EUA. A produção nacional é de cerca de 14 bilhões de litros por ano, segundo a Associação Brasileira da Indústria da Cerveja [CERVBRASIL, 2015]. O consumo de cerveja no Brasil é crescente e com isso a exigência do consumidor pela excelência do produto também aumenta. O surgimento de novas microcervejarias e a própria fabricação artesanal vem crescendo para atender a demanda destes consumidores. O Rio Grande do Sul é um dos estados com maior importância na produção de cervejas artesanais não só pelas mais de 30 microcervejarias, mas também pelas fábricas que produzem equipamentos para este tipo de produção.

Em indústrias de laticínios e bebidas o sistema de refrigeração é responsável por uma parcela significativa no consumo de energia elétrica. Segundo Ortiz, 2014, as operações que consomem mais energia na produção de cerveja artesanal é a fermentação e a maturação, que são processos controlados por refrigeração.

A gestão dos recursos de energia é hoje um dos principais desafios que a sociedade moderna enfrenta, em nível mundial. O desenvolvimento econômico prevaiente nas últimas décadas caracterizou-se pela utilização muito intensa de energia gerada a partir de recursos de origem fóssil. A natureza finita desses recursos naturais, e o impacto ambiental da sua produção e consumo, alertaram o mundo para a necessidade de mudança dessas premissas de suporte ao modelo de desenvolvimento [Tassini, 2012]. A importância de ser competitivo no mercado é diminuir o custo de produção, assim melhorando a eficiência dos trocadores de calor utilizados nos processos o consumo energético diminuirá colaborando para esta diminuição.

O resfriamento proposto para a fermentação de cerveja artesanal tem como principais modos de transferência de calor o de convecção e o de condução. A fermentação é um processo muito particular, pois as reações químicas do processo liberam CO_2 e calor. Logo a quantificação do processo de convecção na interface interna do fermentador deve ser bem conhecida.

O objetivo do presente trabalho foi de estudar experimentalmente o processo de transferência de calor de um simulacro de fermentador, buscando estimar o coeficiente interno de transferência de calor por convecção, e posteriormente compará-lo aos valores disponíveis na literatura.

2 REVISÃO BIBLIOGRAFICA

Silveira, 2009, analisou a troca de calor em fermentadores cilíndricos dotados de sistema de refrigeração direta através de serpentina meia-cana para produção de cerveja. Foram propostos três modelos de cálculo, baseados em teoria e em experiência encontradas em literatura, e os resultados encontrados foram posteriormente comparados com aqueles obtidos por um programa de projeto de fermentadores cilíndricos 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 pelos modelos apresentados foram diferentes 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. Os valores dos coeficientes globais obtidos tiveram uma diferença máxima entre eles de 3,5 %, ficando com valores em torno de $230 \text{ W/m}^2\text{K}$. O valor do coeficiente de convecção do lado do processo h_i foi de $288 \text{ W/m}^2\text{K}$ para os três modelos.

A dificuldade encontrada para o resfriamento do mosto durante o processo de fermentação pode ser devido ao alto valor do coeficiente de convecção interna calculado para o fermentador. A correlação utilizada pode estar remetendo a um valor superestimado para o mesmo, logo a troca térmica para o resfriamento necessário acaba ficando menor que a projetada.

3 PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE CERVEJA

3.1 Visão geral dos processos

Os principais processos utilizados na fabricação de cerveja artesanal são mostrados na Figura 1.

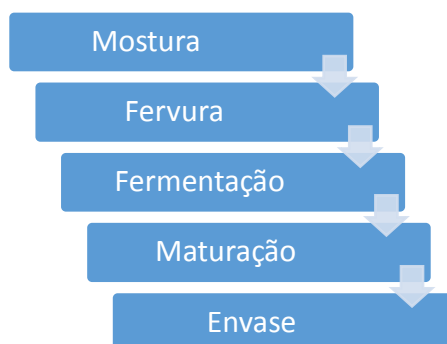


Figura 1 - Fluxograma dos principais processos da produção de cerveja artesanal [Palmer, 2009]

O início da produção começa na definição do estilo de cerveja a ser produzida pelo qual é conduzido a elaboração da receita com base nas características presentes em cada estilo, mensurando os parâmetros de densidade inicial e final, teor alcoólico, coloração e amargor.

Na mostura se extraem os açúcares fermentáveis e outros componentes importantes do malte. Primeiro o malte é moído, depois misturado à água quente, permanecendo a uma temperatura de aproximadamente 65°C. Depois disso, a água rica em açúcares, agora chamada de mosto, é retirada e o que restou do malte moído é lavado com água quente para extrair o máximo possível dos açúcares que restaram.

A fervura dá-se pelo mosto fervido na caldeira de fervura por algumas horas. Durante a fervura, o lúpulo é adicionado em momentos variados, com a finalidade de conferir amargor, paladar e aroma que o cervejeiro deseja. No final da fervura, o mosto é separado do lúpulo e resfriado, sendo preparado para a fermentação [Palmer, 2006].

Logo, o fermento é adicionado ao mosto para iniciar a fermentação e transformá-lo em cerveja. As fermentações para cervejas tipo “Ale”, de alta fermentação, duram de 5 a 10 dias a temperaturas de 16 a 21°C, já as fermentações do tipo “Lager”, de baixa fermentação, geralmente são mais longas, com uma fermentação inicial de 10 a 13°C, seguida de um período de maturação a 1°C [Missão Sommelier, 2015].

É essencial o controle de temperatura na fermentação, visto que nas temperaturas elevadas são produzidos níveis excessivos de diacetil podendo gerar sabores desagradáveis na cerveja e nas temperaturas muito baixas podem comprometer os ciclos da fermentação, adaptação, atenuação e acondicionamento, ou maturação. Assim como o processo de maturação é a etapa fundamental para que a cerveja atinja seu equilíbrio, na medida que ocorre a saturação do CO₂. Posteriormente inicia o processo de clarificação através de partículas e resíduos da fermentação dos compostos que são responsáveis pelo aroma e sabor da cerveja. E por fim, a cerveja é envasada em garrafas de vidro devidamente higienizadas ao qual será repassada aos apreciadores.

3.2 Fermentação Alcoólica

O crescimento de microrganismos independentemente da natureza da fonte de carbono, ou se o processo é aeróbico ou anaeróbico tem como propriedade geral a liberação de calor. Um balanço energético simplificado para a fermentação alcoólica da glicose pela levedura, pode ser descrito da seguinte forma:



Mostra-se na Figura 2 um termograma para um processo fermentativo.

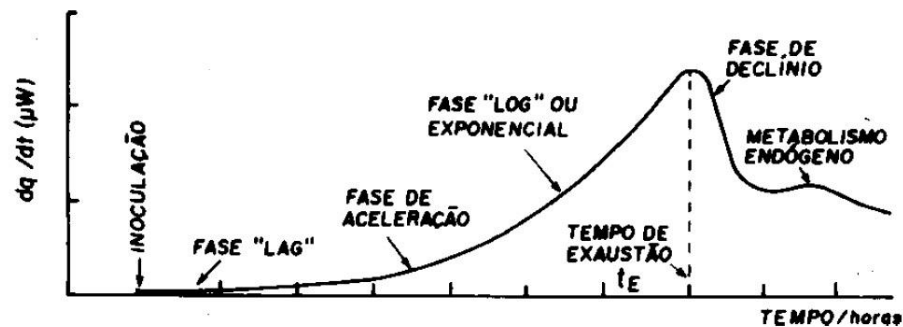


Figura 2 – Termograma esquemático de um processo de fermentação alcoólica [Pedro, 1997]

Apresenta-se no termograma a taxa de calor dq/dt (μW) liberado nos diferentes processos em função do tempo. A fase "lag" ou de adaptação, a levedura começa o processo de adequação as condições do mosto não ocorrendo produção de calor significativa. Durante este tempo nenhum crescimento ocorre pois as células nessa fase estão ocupadas em estabelecer o estado enzimático necessário para o catabolismo. A produção de calor inicia na fase de aceleração decorrente do crescimento dos microrganismos sem obedecer uma lei exponencial. Durante a fase "log" a produção de calor e conseqüentemente a produção de etanol, é exponencialmente dependente do tempo. No tempo de exaustão, a baixa concentração de fonte de carbono ou a alta concentração de etanol limita a velocidade de crescimento. Após o tempo de exaustão começa a fase de declínio onde o número de células que morrem torna-se progressivamente superior ao das que surgem. Finalmente, a fase de metabolismo endógeno reflete basicamente o metabolismo endógeno das células remanescentes [Pedro, 1997].

Normalmente adota-se que durante a fermentação 586,6 kJ (0,16 kWh) são produzidos por kg de extrato. Como exemplo, para um tanque que contém 250.000 L de cerveja, são liberados 6,453 MJ, contando um percentual de 11% de redução de extrato.

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].

3.3 Importância da higiene no processo de fabricação

A maior preocupação para a fabricação de cerveja é a limpeza, mestres cervejeiros de cervejarias artesanais bem sucedidas informam que uma fabricação bem sucedida e de qualidade depende principalmente da limpeza. Providenciar boas condições de fermentação

para a levedura na cerveja infelizmente também providencia boas condições para o crescimento de outros microrganismos, especialmente leveduras selvagens e bactérias. Boas condições de limpeza e sanitização devem ser mantidas durante todos os processos de fabricação em especial na fermentação.

Etapas posteriores ao aquecimento são as mais propícias para que ocorra a contaminação. O mosto resfriado e oxigenado torna-se um meio de cultivo muito fértil para muitos tipos de microrganismos oportunistas, por ser fonte de açúcares, que é fonte de energia, e de aminoácidos necessários para o desenvolvimento. No fermentador o único microrganismo que deve se desenvolver é a levedura inoculada, gerando o álcool etílico e os aromas desejáveis característicos do produto. Caso contrário as bactérias ou leveduras selvagens produziram sabores ácidos, acéticos, fenólicos ou outros sabores e aromas não desejados, podendo perder toda a produção de cerveja artesanal [Palmer, 2006]. A utilização de trocadores de calor que mantenham contato com o mosto é um grande potencial para a contaminação do mesmo. Esses processos com grande chance de contaminação fazem necessário que o único contato com o mosto seja o do próprio recipiente, assim particularizando os tipos de trocadores que podem ser utilizados.

4 METODOLOGIA

4.1 Concepção da bancada

A bancada experimental tem o objetivo de reproduzir a condição de resfriamento de um volume de mosto de cerveja artesanal em regime de fermentação. O modelo de fermentador foi concebido de forma a evitar o contato do mosto com o meio externo, e assim garantir o padrão de higiene que deve ser observado no processo real, conforme é apresentado na Figura 3.

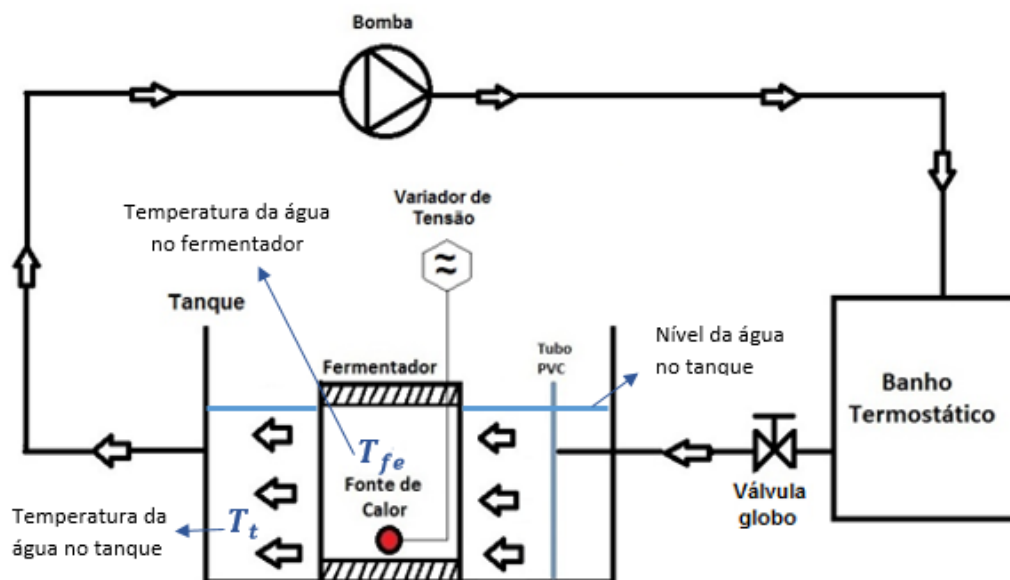


Figura 3 - Esquema de montagem da bancada para medição da transferência de calor em um modelo de fermentador

O modelo de fermentador foi construído em uma lata metálica de 8,5 cm de diâmetro, 19 cm de altura e espessura da parede de 1 mm, isolada com placa de isopor nas extremidades para priorizar a troca de calor pela superfície lateral. Como o processo de fermentação é exotérmico, essa situação foi reproduzida por meio de um aquecedor de resistência elétrica, fixado na parte central inferior do fermentador. A modulação do calor liberado pelo aquecedor foi obtida com um variador de tensão elétrica.

O modelo de fermentador foi instalado dentro de um tanque com volume de 21,6 L, 20 vezes maior que o do modelo. O tanque é ligado a um banho termostático que fornece uma corrente de água a temperatura controlada, cuja temperatura média é sempre inferior à do modelo, garantindo a retirada de calor do modelo. A corrente de água é injetada no tanque passando por um distribuidor feito em tubo de PVC de 19 cm de altura, com 8 furos de 3,5 mm de diâmetro alinhados e igualmente espaçados, de forma a garantir uma razoável homogeneidade da temperatura da água do sistema.

4.2. Modelo matemático

A estimativa do coeficiente médio de transferência de calor convectivo no interior do modelo de fermentador \bar{h}_i é apresentado no esquema da Figura 4.

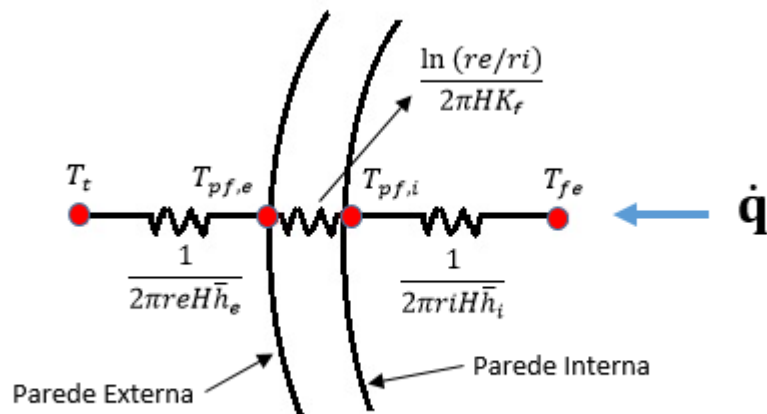


Figura 4 - Circuito térmico equivalente proposto na parede do modelo de fermentador

onde \dot{q} é a quantidade de calor fornecida pela resistência elétrica [W], T_{fe} é a temperatura da água no modelo de fermentador [K], T_t a temperatura da água no tanque [K], $T_{pf,e}$ e $T_{pf,i}$ a temperatura da parede externa e interna do modelo de fermentador [K], \bar{h}_e e \bar{h}_i o coeficiente convectivo médio externo e interno [W/m^2K], r_e e r_i o raio externo e interno [m], H é a altura do modelo de fermentador [m], k_f a condutividade térmica [$W/m.K$].

A taxa de transferência de calor que passa pelo circuito térmico equivalente é igual àquela fornecida pelo aquecedor de resistência \dot{q} e é representada por:

$$\dot{q} = UA(T_{fe} - T_t) \quad (1)$$

$$UA = \left(\frac{1}{A_i \bar{h}_i} + \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_i}\right)}{2\pi k_f H} + \frac{1}{A_e \bar{h}_e} \right)^{-1} \quad (2)$$

onde U é o coeficiente global de transferência de calor [W/m²K], A é área de troca de calor [m²], A_e e A_i a área externa e interna da parede do modelo de fermentador [m²].

Esse equacionamento aplica-se apenas para:

- Regime estacionário;
- Temperatura uniforme das paredes interna e externa do modelo de fermentador;
- Extremidades superior e inferior do modelo perfeitamente isoladas;
- Temperatura do fluido interno do modelo homogênea;
- Transferência de calor por radiação desprezada.

O coeficiente médio de transferência de calor convectivo externo \bar{h}_e foi determinado pela Equação 3.

$$\bar{h}_e = \overline{Nu}_{De} \frac{k_{at}}{D_e} \quad (3)$$

onde k_{at} é a condutividade térmica da água no tanque [W/m.K], D_e é o diâmetro externo do fermentador [m] e \overline{Nu}_{De} é o Número de Nusselt externo médio.

O valor utilizado de \overline{Nu}_e para cilindro circular submetido a um escoamento cruzado foi obtido pela correlação de Churchill e Bernstein (Equação 4) [Incropera et al., 2008].

$$\overline{Nu}_e = 0,3 + \frac{0,62Re^{1/2}Pr^{1/3}}{[1 + (0,4/Pr)^{2/3}]^{1/4}} \left[1 + \left(\frac{Re}{282000} \right)^{5/8} \right]^{4/5} \quad (4)$$

onde Re é o Número de Reynolds e Pr o Número de Prandtl.

A correlação é recomendada para $RePr \geq 0,2$. As propriedades termofísicas foram definidas pela temperatura de filme T_f [Incropera et al., 2008], sendo esta a média aritmética entre T_t e $T_{pf,e}$.

O calor trocado por condução pela parede do modelo de fermentador foi dado pela Equação 5.

$$q = \frac{2\pi k_f H}{\ln\left(\frac{r_e}{r_i}\right)} (T_{pf,i} - T_{pf,e}) \quad (5)$$

Finalmente, o coeficiente médio de transferência de calor convectivo interno \bar{h}_i foi obtido pela Equação 6.

$$\bar{h}_i = \overline{Nu}_{Di} \frac{k_{at}}{D_i} \quad (6)$$

onde D_i é o diâmetro interno do fermentador [m] e \overline{Nu}_{Di} é o Número de Nusselt interno médio.

Modelou-se a transferência de calor na interface interna do modelo como sendo um fenômeno de convecção natural. A correlação de Nu para placas verticais com temperatura superficial constante proposta por Churchill e Chu [Incropera et al., 2008] foi inicialmente escolhida, válida para toda faixa de Número de Rayleigh Ra , conforme Equação 7.

$$\overline{Nu} = \left[0,825 + \frac{0,387Ra^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0,492}{Pr} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right]^2 \quad \text{com} \quad Ra = \frac{g\beta(T_s - T_f)H^3}{\alpha\nu} \quad (7)$$

onde g [m/s²] é a aceleração da gravidade, β [K⁻¹] é o coeficiente de expansão térmico, T_s é a temperatura da superfície [K], T_f é a temperatura do fluido [K], ν é a viscosidade cinemática [m²/s], α é a difusividade térmica [m²/s], H é a altura da placa [m].

Outra correlação para o regime laminar também proposta por Churchill e Chu [Incropera et al., 2008] é apresentada na Equação 8.

$$\overline{Nu} = 0,68 + \frac{0,670Ra^{1/4}}{\left[1 + \left(\frac{0,492}{Pr} \right)^{9/16} \right]^{4/9}} \quad \text{para} \quad Ra \leq 10^9 \quad (8)$$

Também foi possível modelar o fenômeno como próximo a de um ambiente confinado com paredes verticais com temperaturas prescritas, sendo uma mais quente do que a outra, e as horizontais isoladas, e em regime permanente. Conforme visualizado na Figura 5 o eixo central faz a função da parede quente e a parede do modelo realiza a função de parede fria, assim definindo o movimento do fluido por convecção natural como pode ser visto pelas setas.

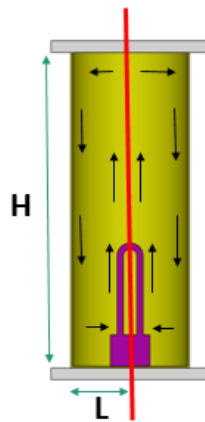


Figura 5 – Movimento do fluido por convecção natural no interior do modelo

A correlação proposta por Bejan, 1995, (Equação 9) é válida para recipientes esbeltos, ou seja H/L maior que 1 em uma ampla faixa de Ra .

$$\overline{Nu} = 0,364 \frac{L}{H} Ra^{1/4} \quad (9)$$

onde L é a largura do recipiente.

Incropera et al., 2008, sugerem a correlação proposta por Catton, (Equação 10) para recipientes que atendam os seguintes parâmetros $2 \leq H/L \leq 10$, $Pr \leq 10^5$ e $10^3 \leq Ra \leq 10^{10}$.

$$\overline{Nu} = 0,22 \left(\frac{Pr}{0,2 + Pr} Ra \right)^{0,28} \left(\frac{H}{L} \right)^{-1/4} \quad (10)$$

Os cálculos de propagação de incerteza foram realizados pelo programa EES através do Método de Kline e McClintock conforme Equação 11 [Holman, 1996].

$$U_r = \sqrt{\left(\frac{\partial Z}{\partial x_1} \cdot u_1 \right)^2 + \dots + \left(\frac{\partial Z}{\partial x_n} \cdot u_n \right)^2} \quad (11)$$

onde U_r é a incerteza combinada da grandeza a ser calculada, Z é a grandeza calculada em função das grandezas variáveis medidas, x_n é as variáveis medidas e u_n a incerteza de medição das variáveis medidas.

5 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A metodologia de ensaios seguiu a sequência conforme Tabela 1:

Tabela 1 - Metodologia do ensaio para calcular o coeficiente médio de transferência de calor convectivo interno \bar{h}_i no modelo de fermentador

1	Fixar uma temperatura da água do tanque T_t
2	Fixar o calor fornecido pela resistência \dot{q}
3	Medir a diferença de temperatura $T_{fe} - T_t$
4	Calcular o coeficiente U com base nos valores anteriores e a área A
5	Calcular o termo referente à transferência de calor convectivo externo por meio de correlações de literatura
6	Calcular o termo referente à transferência de calor condutivo com dados de propriedades termofísicas da literatura
7	Calcular o termo referente à transferência de calor convectivo interno por meio de um balanço do coeficiente U , levantado experimentalmente no passo 4

Com os valores obtidos nos passos 1, 2 e 3 se calculou o valor de U (passo 4) utilizando a Equação 1. O cálculo do termo referente à transferência de calor convectivo externo (passo 5) foi calculado a partir do coeficiente de transferência de calor médio por convecção entre a água do tanque e a parede externa do fermentador \bar{h}_e pela correlação proposta por Churchill e Bernstein (Equação 4).

Verificou-se primeiramente o campo de temperatura da água no tanque e constatou-se que havia uma razoável homogeneidade, pois os valores de diferença de temperatura medidos foram inferiores aos de incerteza de medição dos sensores. Essa verificação permitiu adotar um ponto único de medição da temperatura da água no tanque T_t . Para verificar a homogeneidade da temperatura na água no fermentador foram medidas além da T_{fe} as temperaturas T_{C1} e T_{C2} conforme pode ser visualizado na Figura 6, todas ficaram muito próximas dentro da faixa de incerteza, assim garantindo que a hipótese de homogeneidade da água foi praticamente satisfeita.

A instrumentação foi feita com termopares tipo J, ligados a um aquisitor de dados (Agilent), e mediram as temperaturas da água no fermentador T_{fe} , T_{C1} e T_{C2} , da água no tanque T_t , da parede externa e interna do fermentador $T_{pf,e}$ e $T_{pf,i}$.

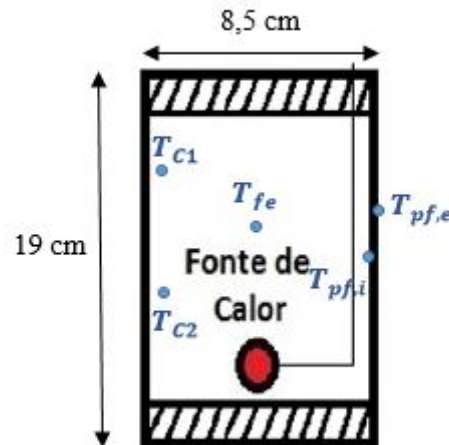


Figura 6 - Esquema das posições de medição de temperatura no modelo de fermentador

A instrumentação utilizada na bancada é apresentada na Tabela 2.

Tabela 2 – Lista dos instrumentos de medições utilizados na bancada experimental.

	Instrumento	Fabricante/Modelo	Incerteza
(1)	Multímetro Digital	Politem/POL-777	$\pm (1,5\% + 30d)$
(2)	Alicate Amperímetro Digital	Icel/AD-6900	$\pm (2,0\% + 5d)$
(3)	Termopares	Tipo J	$\pm 0,3 \text{ } ^\circ\text{C}$
(4)	Data Logger	Agilent-34970A	$\pm 0,004\%$
(5)	Cronometro Digital	Oregon	$\pm 0,041 \text{ s}$
(6)	Paquímetro	Mitutoyo	$\pm 0,05 \text{ mm}$

O modelo de fermentador foi preenchido com água e instalado dentro do tanque, também preenchido com água, ficando praticamente submerso. Uma bomba centrífuga responsável por interligar a saída do tanque ao banho termostático foi ligada fazendo a água do sistema entrar em circulação.

Para garantir o volume de água constante no tanque regulou-se a válvula globo de modo a igualar as vazões de entrada e saída. Foi medido com o cronometro (5) o tempo necessário para encher um volume de 12 litros, assim dividindo o volume pelo tempo medido calculou-se a vazão. Mediu-se o diâmetro dos furos dos ejetores com o paquímetro (6) e calculou-se a área total. Através dos dados e da Equação da Continuidade calculou-se a velocidade da água na saída dos ejetores. Os valores calculados da vazão e da velocidade foram $1,23\text{E-}4 \text{ m}^3/\text{s}$ e $1,7 \text{ m/s}$, respectivamente.

Fixou-se a temperatura da água no tanque T_t nos valores em torno de $13 \text{ } ^\circ\text{C}$, $18 \text{ } ^\circ\text{C}$, $23 \text{ } ^\circ\text{C}$, $28 \text{ } ^\circ\text{C}$ e $35 \text{ } ^\circ\text{C}$, e para cada um desses níveis variou-se a potência dissipada pela resistência em 4 valores estabilizados próximos de 20 W , 40 W , 60 W e 100 W , medidas com os

instrumentos (1) e (2). Para cada valor de potência deixou-se o sistema entrar em regime permanente para realizar a aquisição das temperaturas medidas com os instrumentos (3) e (4). Após, foi regulado para a temperatura prescrita seguinte realizando o mesmo procedimento.

Voltando aos passos de ensaio da Tabela 1, concluiu-se que o termo referente a condução (passo 6) poderia ser desprezado devido seu valor ser muito menor que o do termo convectivo.

Com os valores definidos nos passos anteriores e a hipótese definida no passo 6 calculou-se \bar{h}_i através da Equação 2 (passo 7).

6 RESULTADOS E DISCUSSÕES

O sistema foi levado a estabilizar em regime permanente, e os valores de temperatura de cada ensaio foram adquiridos continuamente durante um período de 5 minutos para gerar um valor médio de \bar{h}_i , sendo cada ensaio realizado uma única vez. A corrente e a tensão elétrica também foram medidas após o sistema entrar em regime permanente. Todos cálculos foram realizados no programa EES (Engineering Equation Solver).

O valor do coeficiente de convecção interno médio calculado experimentalmente pelo modelo proposto, $h_{i,exp}$ em relação a variação de temperatura, $T_{fe} - T_t$ é mostrado na Figura 7.

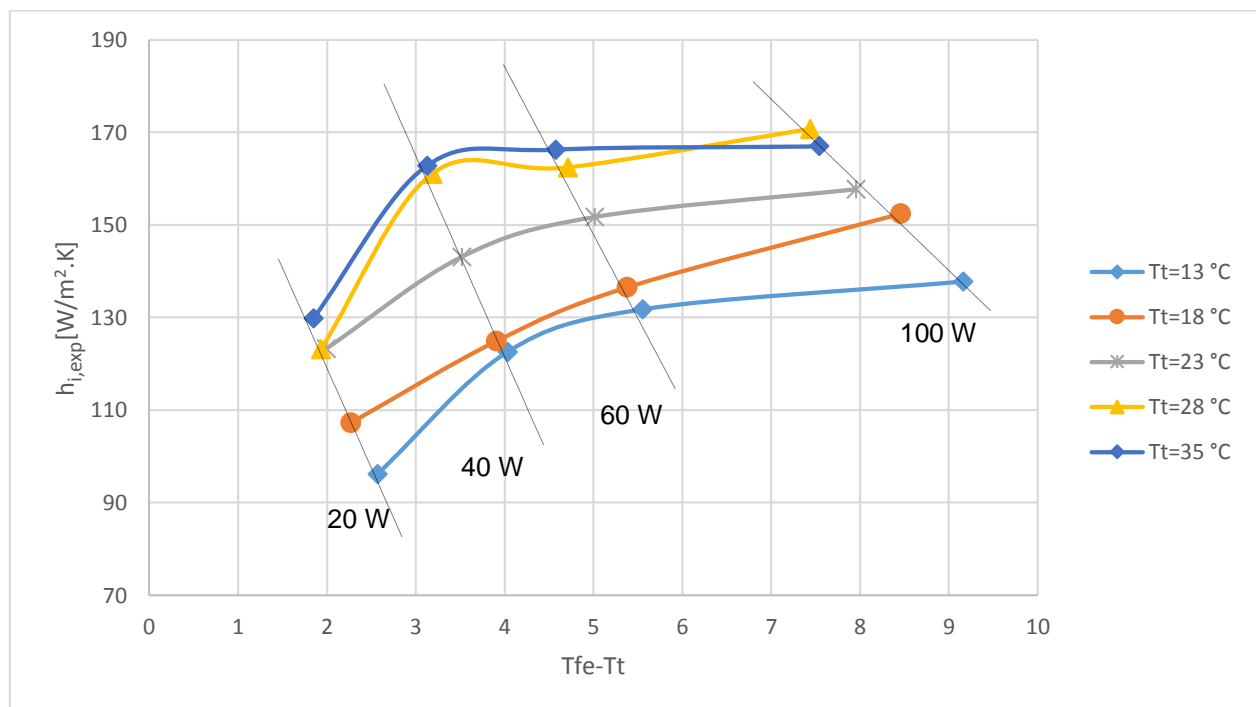


Figura 7 – Comportamento de $h_{i,exp}$ em função da diferença de temperatura $T_{fe} - T_t$

Verifica-se na Figura 7 que o aumento de potência tem influência no valor do $h_{i,exp}$, para todas as temperaturas utilizadas para a água do tanque o $h_{i,exp}$ aumentou. Para o primeiro aumento do nível de potência, de 20 W para 40 W, todas curvas tiveram aumento no valor do $h_{i,exp}$. De 40 W para 60 W o aumento de $h_{i,exp}$ não foi intenso como no anterior, as curvas de 28 °C e 35 °C tiveram um aumento pouco significativo em relação as demais, assim como para o aumento de 60 W para 100 W.

A maior diferença de temperatura da água em relação ao fermentador acontece para a temperatura de 13 °C. Pode ser notado na Figura 7 que a diferença de temperatura nos níveis

prescritos de potência é sempre maior para a menor temperatura de água no tanque, porém os maiores valores de $h_{i,exp}$ são sempre para a temperatura de tanque mais alta, com exceção do último ponto da curva de 35 °C. Este comportamento fica claro quando a Equação 1 é analisada, pois o valor de U é inversamente proporcional a diferença de temperatura. A diferença do perfil das curvas entre as temperaturas do tanque pode ser devido a não repetibilidade dos ensaios.

Apresenta-se na Figura 8 a comparação do valor do Número de Nusselt médio encontrado experimentalmente Nu_{exp} com correlações de convecção natural já existentes. Sendo $Nu1$ a correlação para placa vertical proposta por Churchill e Chu para toda faixa de Ra (Equação 7), $Nu2$ também para placa vertical proposta por Churchill e Chu para o regime laminar (Equação 8), $Nu3$ a correlação para espaço confinado proposta por Bejan, 1995 (Equação 9) e $Nu4$ também para espaço confinado sugerida por Incropera et al., 2008 pela correlação proposta por Catton (Equação 10).

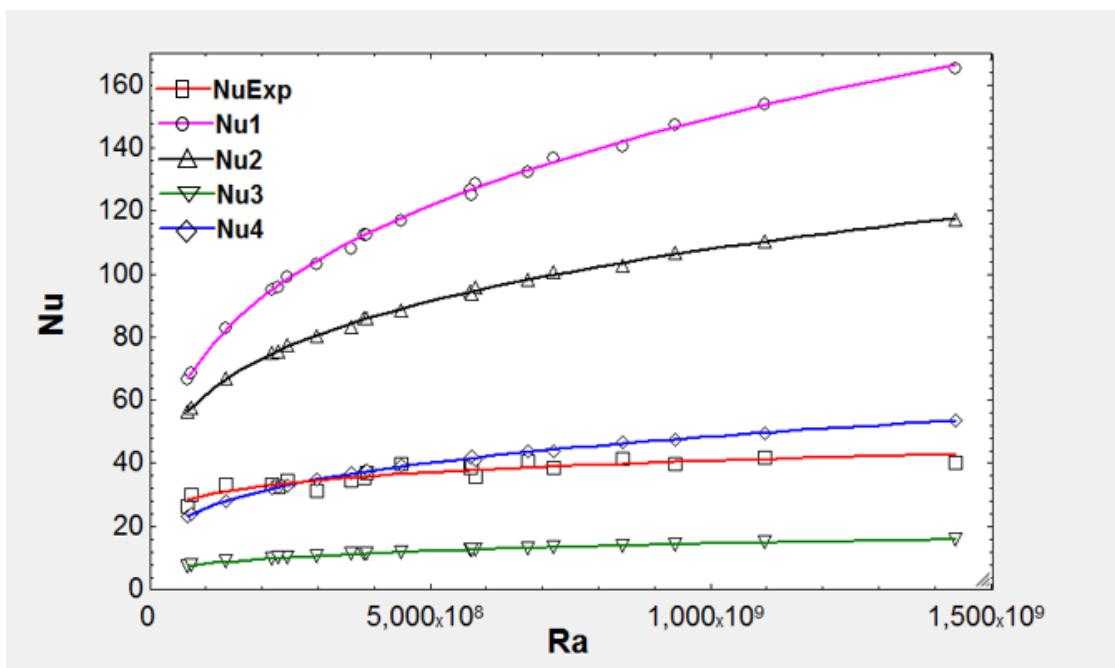


Figura 8 – Comportamento das correlações Nu em relação a Ra

Conclui-se que a correlação representada pela curva de $Nu1$ é a que menos se aproxima da troca de calor por convecção no interior do modelo de fermentador. Segundo Incropera et al., 2008, a correlação da Equação 8 fornece uma precisão ligeiramente superior para o escoamento laminar. Na análise da curva de $Nu2$ fica confirmado pela aproximação da curva de Nu_{exp} .

A utilização da correlação para espaço confinado é sem dúvida a mais correta a se utilizar para o modelamento da transferência de calor em um fermentador. A correlação representada pela curva $Nu3$ fornece valores inferiores aos encontrados experimentalmente. A utilização desta correlação implicará em um superdimensionamento de projeto para o resfriamento, pois terá como base um baixo valor de \bar{h}_i . Com certeza pode-se concluir que a correlação da curva $Nu4$ fornece melhores valores de Nu quando comparado a correlação da Equação 7, podendo ser utilizada para o dimensionamento em projetos de fermentadores garantindo melhores resultados.

A Figura 9 representa a correlação do modelo proposto experimentalmente para o valor de Nusselt médio Nu_{exp} .

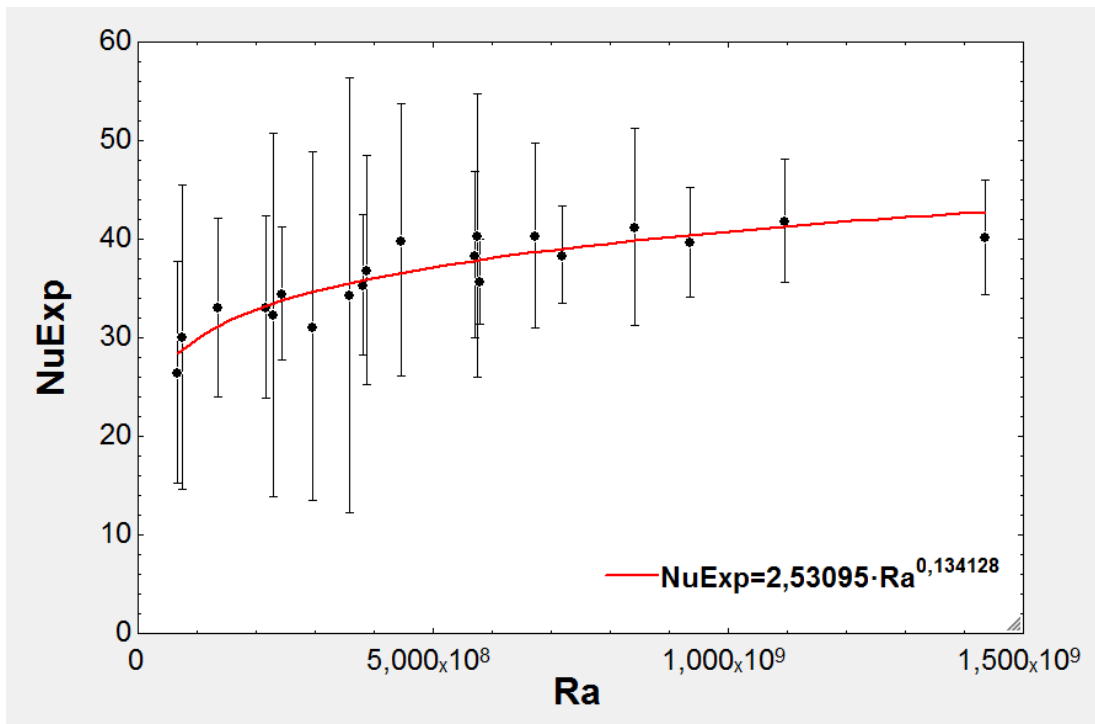


Figura 9 – Detalhamento do valor de \overline{Nu} no modelo proposto.

A linha de tendência que representa a correlação de Nu_{exp} tem seu coeficiente de correlação de 0,8319, garantindo que o seu uso fornecerá valores aceitáveis. A faixa de utilização da curva é para $6,6E7 \leq Ra \leq 1,5E9$, e $15\text{ °C} \leq T_{fe} \leq 42\text{ °C}$ e $13\text{ °C} \leq T_t \leq 35\text{ °C}$ considerando geração de calor e garantindo as hipóteses utilizadas no modelo matemático proposto.

7 CONCLUSÕES

A maior diferença de temperatura entre o fermentador e o tanque foi encontrado na curva $T_t=13\text{ °C}$ ficando entre 2,5 °C e 9,2 °C, remetendo aos menores valores \overline{h}_i . Os maiores valores de \overline{h}_i foram encontrados na curva de $T_t=35\text{ °C}$ ficando entre os valores de 113 W/m²K e 133 W/m²K. As curvas que melhor se aproximaram dos valores de $h_{i,exp}$ foram as das correlações de ambiente confinado. Em comparação aos valores de Nu_{exp} a correlação de Bejan, 2005 obteve erros relativos entre 50% e 70% já a correlação de Catton, [Incropera et al., 2008] obteve erros relativos entre 4% e 35%. Chega-se a conclusão de que a melhor correlação a ser utilizada para se estimar o coeficiente médio de convecção interna de um fermentador de mosto é a de ambiente confinado proposta por Catton, [Incropera et al. 2008].

RECOMENDAÇÃO PARA TRABALHOS FUTUROS

Recomenda-se para trabalhos futuros a realização de experimentação em bancada do mesmo fermentador com um aerador simulando a formação de CO₂, assim calculando os valores do coeficiente médio de convecção interna para um fluido bifásico.

Aplicar a metodologia proposta por este trabalho em experimento de maior escala e, ou em faixa de menor temperatura de resfriamento, verificando se o comportamento pode ser considerado o mesmo. Comparando os novos valores experimentais encontrados com a correlação de espaço confinado proposta Catton [Incropera et al., 2008].

Projetar um fermentador resfriado com água gelada para utilização no Labbeer (vaso enjaquetado) e verificar o gasto da energia elétrica comparando ao processo utilizado atualmente e comprovar a sua eficiência.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

CERVBRASIL, Associação Brasileira da Indústria da Cerveja, <http://cervbrasil.org.br/wp-content/themes/cerv/pdf/anuariofinal2014.pdf> . Acessado em 08/06/2015

Bejan, A.; **“Convection Heat Transfer”**, 2ª edição, New York:John Wiley & Son, Inc.1995.0-471-57972-6; 1995

Holman, J.P., **“Experimental Methods for Engineers”**, McGraw-Hill, New York, 6th ed, 1994

Incropera, F. P., Dewit, D.P., Bergman T. L.,Lavine, A. S.; **“Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa”**, LTC, 6ª edição, 2008.

Kunze, W; Mieth, H. O.; **“Technologie Brauer und Mälzer”**, Berlin: VLB, v.2, 1999.

Missão Sommelier, Processo de Produção de Cerveja Artesanal, <http://www.missaosommelier.com.br>. Acessado em 05/06/2015.

Ortiz, P. R.; **“Análise do Consumo Energético do Processo de Produção de Cerveja Artesanal por Bateladas”**, Monografia (Trabalho de Conclusão do Curso em Engenharia Mecânica) – Demec, UFRGS, 2014

Palmer, J.J.; **“How to Brew”**, Brewers Publications, 3ª ed., 2006.

Pedro, L. O. V.; **“Estudo da Fermentação Alcoólica de Soluções Diluídas de Diferentes Açúcares Utilizando Microcalorimetria de Fluxo”**, Divulgação Química Nova, pp 528-324, Unicamp, 1997.

Silveira, R.G.; **“Análise Térmica de Sistema de Refrigeração Direta em Fermentadores Cilíndrocônicos”**, Dissertação de Mestrado – Universidade Estadual Paulista, Bauru, 2009.

Tassini, J. O.; **“Eficiência Energética em Sistemas de Refrigeração Industrial: Estudo de Caso”**, Dissertação de Mestrado – Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2012.

APÊNDICES

Apêndice I

Tabela 3 – Dados Experimentais e Resultados Obtidos

Tt [°C]	q [W]	Tfe [°C]	Ts [°C]	U [W/m2K]	he [W/m2K]	hiExp [W/m2K]	NuExp	Nu1	hi1 [W/m2K]	Nu2	hi2 [W/m2K]	Nu3	hi3 [W/m2K]	Nu4	hi4 [W/m2K]	Ra
12,6±0,3	21,25±0,425	15,2±1	14,12±0,3	80,54	4278	82,09	26,49±11,3	67	207,6	56,25	174,3	7,339	22,74	23	71,27	6,60E+07
12,7±0,3	40,8±0,816	16,7±1	14,7±0,3	100,5	4294	102,9	33,11±9,06	83,1	258,4	67,12	208,7	8,786	27,32	27,97	86,96	1,36E+08
12,7±0,3	59,68±1,194	18,3±1	15±0,3	105	4301	107,7	34,53±6,738	99,27	309,5	77,56	241,8	10,18	31,74	32,77	102,2	2,44E+08
12,8±0,3	102±2,039	22±1	15,4±0,3	109,2	4313	112	35,71±4,284	129	404,9	95,84	300,7	12,63	39,64	41,14	129,1	5,80E+08
17,6±0,3	20,67±0,4134	19,8±1	19±0,3	92,59	4509	94,53	30,07±15,39	68,86	216,5	57,53	180,9	7,554	23,75	23,79	74,79	7,41E+07
17,6±0,3	40,41±0,8082	21,5±1	19,32±0,3	102,1	4516	104,5	33,13±9,293	95,22	300,3	74,98	236,5	9,885	31,17	31,94	100,7	2,17E+08
17,7±0,3	59,75±1,195	23,1±1	19,5±0,3	109	4523	111,7	35,34±7,146	113	357,2	86,11	272,3	11,38	35,98	37,18	117,5	3,82E+08
17,7±0,3	102,6±2,052	26,2±1	20,2±0,3	119	4539	122,2	38,42±4,978	137	435,4	100,5	319,6	13,33	42,38	43,88	139,5	7,18E+08
22,5±0,3	20,45±0,409	24,5±1	22,63±0,3	100,8	4707	103	32,35±18,43	96,28	306,4	75,66	240,8	10,02	31,88	32,63	103,9	2,29E+08
22,6±0,3	40,81±0,8162	26,1±1	23,13±0,3	114,9	4721	117,8	36,89±11,58	112,9	360,4	86,06	274,7	11,42	36,45	37,59	120	3,87E+08
22,7±0,3	60,85±1,217	27,7±1	23,56±0,3	119,9	4733	123,1	38,44±8,404	127,1	406,8	94,67	303,1	12,59	40,29	41,7	133,5	5,71E+08
22,7±0,3	99,76±1,995	30,6±1	24,47±0,3	124,4	4754	127,8	39,71±5,522	147,7	475,2	106,8	343,6	14,24	45,83	47,4	152,5	9,36E+08
27,5±0,3	20,01±0,4002	29,5±1	27,66±0,3	98,6	4938	100,6	31,17±17,73	103,4	333,6	80,14	258,7	10,68	34,47	35,05	113,1	2,96E+08
27,5±0,3	40,87±0,8174	30,7±1	28,03±0,3	125,9	4946	129,2	39,93±13,77	117,1	378,8	88,65	286,7	11,84	38,28	39,16	126,6	4,47E+08
27,6±0,3	60,87±1,217	32,3±1	28,46±0,3	127,6	4959	131	40,4±9,401	132,8	430,6	98,06	318	13,12	42,54	43,72	141,8	6,74E+08
27,7±0,3	99,77±1,995	35,1±1	29,35±0,3	132,9	4981	136,5	41,9±6,211	154	501,8	110,4	359,8	14,82	48,27	49,67	161,8	1,10E+09
34,5±0,3	20,17±0,4034	36,3±1	34,66±0,3	110,4	5257	112,8	34,34±22,05	108,5	356,3	83,33	273,7	11,2	36,8	36,96	121,4	3,58E+08
34,5±0,3	40,75±0,815	37,6±1	35,06±0,3	129,5	5266	132,8	40,35±14,37	125,2	412,2	93,56	307,9	12,6	41,48	42	138,2	5,74E+08
34,6±0,3	60,5±1,21	39,1±1	35,51±0,3	132,5	5278	135,9	41,2±10,01	140,8	464,5	102,8	339,1	13,87	45,76	46,56	153,6	8,43E+08
34,6±0,3	100,2±2,004	42,2±1	36,53±0,3	130	5301	133,2	40,19±5,787	165,7	549,3	117,1	388	15,85	52,54	53,56	177,5	1,44E+09

Apêndice II

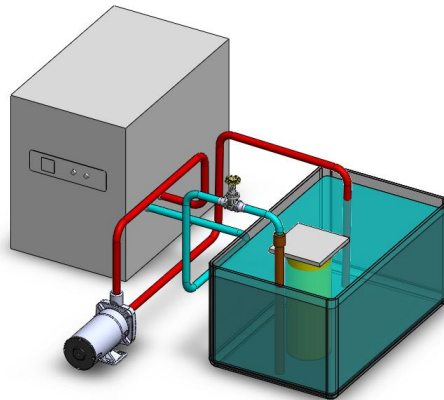


Figura 10 – Visão Simplificada da Bancada Experimental

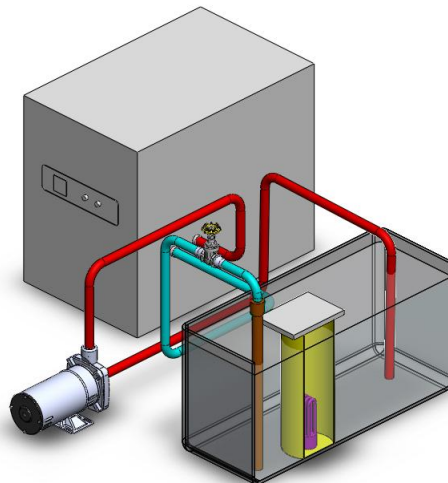


Figura 11 – Detalhe Simplificado do Fermentador

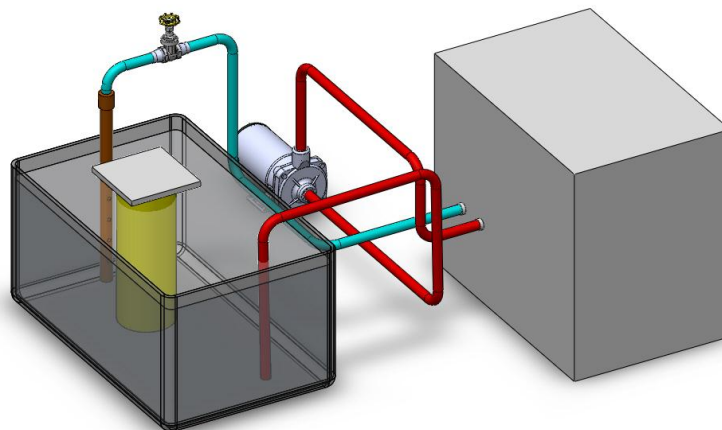


Figura 12 – Vista Posterior do Experimento