

UNIVERSIDADE SANTA CECÍLIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA

MARCIO DE MORAIS TAVARES

**MODELOS INÉDITOS DE MISTURADORES ESTÁTICOS PARA
INCREMENTO DA EFICIÊNCIA ENERGÉTICA DE UM TROCADOR DE
CALOR TUBO-DUPLO**

Santos
2014

MARCIO DE MORAIS TAVARES

**MODELOS INÉDITOS DE MISTURADORES ESTÁTICOS PARA
INCREMENTO DA EFICIÊNCIA ENERGÉTICA DE UM TROCADOR DE
CALOR TUBO-DUPLO**

Dissertação apresentada à Universidade Santa Cecília como parte dos requisitos para obtenção de título de Mestre no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, sob orientação do Prof. Dr. Deovaldo de Moraes Júnior e coorientação do Prof. Dr. Luiz Renato Bastos Lia.

**Santos
2014**

Autorizo a reprodução parcial ou total deste trabalho, por qualquer que seja o processo, exclusivamente para fins acadêmicos e científicos.

Tavares, Marcio de Moraes.
Modelos inéditos de misturadores estáticos para incremento da eficiência energética de um trocador de calor tubo-duplo./ Marcio de Moraes Tavares. - 2014. 105 p.
Orientador: Deovaldo de Moraes Júnior.
Coorientador: Luiz Renato Bastos Lia.
Dissertação (Mestrado) -- Universidade Santa Cecília, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Santos, SP, 2014.
1. Misturadores estáticos. 2. Trocadores de calor. 3. Troca térmica. 4. Turbulência.

Elaborada pelo SIBi – Sistema Integrado de Bibliotecas – Unisanta

À minha amada família, pelo amor incondicional.

AGRADECIMENTOS

O autor expressa seus sinceros agradecimentos:

A Deus.

À Nicole Cerqueira Mesquita Tavares, minha esposa e companheira. Seu apoio foi fundamental para que este trabalho fosse concluído.

Aos meus filhos Marcelo Henrique Mesquita Tavares e Mirella Mesquita Tavares, fontes de motivação e inspiração para realização dos meus objetivos.

À minha família, pai mãe e irmãos, pelo apoio durante toda a minha vida.

A Osni Henrique Mesquita e Edna Leite Cerqueira, por me apoiar e cuidar dos meus filhos durante a elaboração desta obra.

Ao professor Dr. Deovaldo de Moraes Júnior, pela orientação da dissertação, que apoiou e enriqueceu de informações importantes e pela dedicação para que este trabalho se concluísse da melhor maneira possível.

Ao coorientador Dr. Luiz Renato Bastos Lia, pelas relevantes contribuições.

Aos professores Aldo Arouca e Silvio Freitas, coordenadores de Engenharia da UNAERP, pelo voto de confiança prestado e por oferecer a oportunidade de participar do corpo docente de uma instituição tão ilustre e respeitada.

A toda equipe do Laboratório de Operações Unitárias da UNISANTA, especialmente aos técnicos Volnei de Lemos, Irineu da Penha Ressurreição, Sergio Gian Giulio, Gilmar Alcântara e estagiários que trabalharam no laboratório ao longo deste período.

Ao corpo docente da Pós Graduação *Stricto Sensu* professores Marcos Tadeu Tavares Pacheco, José Carlos Morilla, Willy Ank de Moraes, Aldo Ramos Santos, Karina Tamião Campos Roseno, João Inácio, Antônio Santoro, Maurício Conceição Mário, Luis Augusto Pereira Fernandes, Dorotéia Villanova Garcia, Maria Cristina Pereira Matos e Vitor da Silva Rosa.

À Imaculada Scorza e Sandra Helena Aparecida da Secretaria de Pós-Graduação *Stricto Sensu*.

À Universidade Santa Cecília por disponibilizar suas instalações.

Aos colegas de curso, que durante este período, compartilharam seus conhecimentos e experiências.

“A felicidade não se resume na ausência de problemas, mas na capacidade de lidar com eles”.

Albert Einstein

RESUMO

Muito embora os misturadores estáticos sejam largamente utilizados para causar aumento de turbulência no interior de tubulações e aumento de tempo de residência em reatores tubulares, o emprego destes dispositivos de mistura no interior de trocadores de calor para aumento da eficiência de troca térmica é pouco difundida. Muitas empresas, quando submetidas a um aumento de produção, ainda apresentam problemas de reaproveitamento de energia. Isto ocorre devido a desgastes, baixo rendimento ou limitações de equipamentos ligados direta ou indiretamente à produção. Em alguns casos, a utilização de misturadores estáticos em trocadores de calor pode ser apresentada como solução deste tipo de problema, embora ainda provoquem um aumento de perda de carga quando comparado a operações realizadas sem estes misturadores. O trabalho teve como objetivo principal criar dois modelos de misturadores estáticos para incremento da eficiência energética de um trocador de calor tubo-duplo. Foi utilizada uma unidade experimental de trocador de calor tubo-duplo, equipado com uma calha Parshall para medição da vazão volumétrica, um piezômetro para medição da perda de carga e uma mini torre de resfriamento para o fluido quente. O trocador de calor, de 930 mm de comprimento, possuía um tubo central de cobre com espessura de 1,0 mm e diâmetro interno de 20,04 mm e um tubo externo de acrílico com diâmetro interno de 46,0 mm. Os misturadores foram construídos em aço inoxidável de 1,5 mm de espessura e espaçamento entre os elementos de mistura de 20,04 mm (distância equivalente de um diâmetro do tubo interno do trocador de calor). Os fluidos utilizados foram água destilada e solução de açúcar a 60% em massa. Nesta unidade foram estudadas as seguintes variáveis: i) vazões mássicas mínima, intermediária e máxima; ii) Diferença de temperatura sem misturador estático, com misturador estático comercial tipo LPD (*Low Pressure Drop*) e dois inéditos: um em forma de hélice denominado de MH e outro de esferas (ME); iii) perda de carga de cada misturador estático e sem misturador; iv) concentração mássica de açúcar do fluido a ser resfriado. Os resultados demonstraram que o modelo do tipo MH criado pelo autor foi, para todas as concentrações e vazões estudadas, mais eficaz que os demais no que concerne a troca de calor. Quanto maior a vazão e a concentração, maior a eficácia do tipo MH. A menor perda de carga foi obtida pelo tipo LPD com média de 0,20 metros, bem próxima do modelo MH com 0,29 metros. Os resultados foram obtidos com grau de confiança de 95%.

Palavras-chave: Misturadores estáticos, trocadores de calor, troca térmica, turbulência.

ABSTRACT

Although static mixers are widely used to cause increased turbulence within pipes and increased residence time in the tubular reactor, the use of these mixing devices in the indoor heat exchangers to increase the heat exchange efficiency is not very widespread. Many companies, when subjected to an increase in production, still have energy reuse problems. This occurs due to wear, low income or limitations connected directly or indirectly to the production equipment. In some cases, use of static mixer heat exchangers may be presented as a solution of this problem, while still causing a pressure drop increase when compared to operations without these mixers. The work aimed to create two models of static mixers to increase the energy efficiency of a double-tube heat exchanger. An experimental unit of the double-tube heat exchanger equipped with a Parshall for measuring the volumetric flow, one piezometer for measuring pressure drop and a mini cooling tower for the hot fluid was used. The heat exchanger 930 mm long, had a central tube of copper with a thickness of 1.0 mm and an internal diameter of 20.04 mm and an acrylic outer tube with an inner diameter of 46.0 mm. The mixers were constructed of stainless steel of 1.5 mm thickness and spacing of the mixing elements 20,04 mm (a distance equivalent diameter of the inner tube heat exchanger). The fluids used were distilled water and sugar solution at 60% by mass. In this unit the following variables were studied: i) minimum mass flow rates, intermediate and maximum; ii) Temperature difference without static mixer, brand static mixer type LPD ("*Low Pressure Drop*") and two unpublished: one shaped propeller called MH and other spheres (ME); iii) pressure drop of each static mixer and without mixer; iv) sugar mass concentration of the fluid to be cooled. The results demonstrated that the MH type model was created by the author, at all concentrations and flow rates studied, the more effective than others in terms of heat exchange. The higher the flow rate and the concentration increased, the efficacy of the MH type. The lowest pressure drop was obtained by LPD type averaging 0.20 meters, very close to the MH model with 0.29 meters. The results were obtained with confidence level of 95%.

Key words: Static mixers, heat exchangers, heat exchange, turbulence.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Capítulo 2

Figura 2.1	Funcionamento de um Misturador Estático.....	18
Figura 2.2	Linhas de corrente da velocidade de um óleo ao longo de um misturador estático (fluido dinâmica computacional)	20
Figura 2.3	Misturador S cruzado (a), misturador S triplo cruzado (b)....	21
Figura 2.4.	Vista das seções transversais do misturador estático KMS em processo de mistura em escoamento laminar	21
Figura 2.5.	Principais tipos de Misturadores Estáticos	23
Figura 2.6	Trocador de calor casco e tubos	24
Figura 2.7	Detalhes dos gradientes de temperatura.....	27
Figura 2.8	Transferência de calor e massa.....	29
Figura 2.9	Convecção Forçada (a) e Natural (b).....	30
Figura 2.10	Representação de fluidos em contra corrente.....	34

Capítulo 3

Figura 3.1	Misturador estático tipo LPD.....	37
Figura 3.2	Misturador estático MH.....	38
Figura 3.3	Misturador estático ME.....	39
Figura 3.4	Unidade experimental para determinação de eficiência energética em trocador de calor tubo duplo	40
Figura 3.5	Vista parcial da unidade experimental estudada.....	41
Figura 3.6	Torre de resfriamento.....	41
Figura 3.7	Calha Parshall.....	42
Figura 3.8	Aquecedor com Resistência elétrica.....	42
Figura 3.9	Trocador de calor.....	43
Figura 3.10	Tanque de acrílico de 18L.....	43
Figura 3.11	Tanque de acrílico de 12,5L.....	44
Figura 3.12	Indicadores de temperatura.....	44
Figura 3.13	Cronômetro.....	45

Figura 3.14	Béquer.....	45
Figura 3.15	Rotâmetro	46
Figura 3.16	Escalímetro	46
Figura 3.17	Piezômetro	47
Figura 3.18	Desenho do elemento geométrico do misturador tipo LPD	48
Figura 3.19	Torno ORN, modelo SK	48
Figura 3.20	Detalhe dos módulos cruzados, fixados na haste de aço inox.....	49
Figura 3.21	Detalhe da solda prata e seus respectivos entalhes.....	49
Figura 3.22	Inserção do LPD no tubo interno do trocador de calor	50
Figura 3.23	Desenho do módulo em construção do misturador estático MH	50
Figura 3.24	Desenho do módulo com acabamento do misturador estático MH	51
Figura 3.25	Detalhe da torção do módulo em ângulo de 45°	51
Figura 3.26	Detalhe da distância entre os módulos	52
Figura 3.27	Misturador estático MH.....	52
Figura 3.28	Misturador estático MH sendo inserido no trocador de calor	53
Figura 3.29	Esmeril utilizado para entalhe das esferas	53
Figura 3.30	Desenho do entalhe de 1,0 mm da esfera	54
Figura 3.31	Detalhe do gabarito utilizado e ângulo de disposição das esferas na haste de aço inox	54
Figura 3.32	Misturador estático ME.....	55
Figura 3.33	Solução de açúcar a 60% sendo homogeneizada em tanque com agitador mecânico (Laboratório de operações unitárias da UNISANTA)	55
Figura 3.34	Leitura da escala para líquidos transparentes ou translúcidos.....	58
Figura 3.35	Altura do nível do fluido na calha Parshall	59
Figura 3.36	Calibração da Calha Parshall para o desenvolvimento da equação empírica.....	60

Capítulo 4

Figura 4.1	Interações entre as variáveis de entrada: U em função de SM e vazão.....	68
Figura 4.2	Interações entre as variáveis de entrada: U em função da concentração e SM.....	69
Figura 4.3	Interações entre as variáveis de entrada: U em função da concentração e vazão.....	69
Figura 4.4	Principais efeitos médios para “U”.....	70
Figura 4.5	Probabilidade normal para modelo linear de U.....	71
Figura 4.6	Dispersão de valores ajustados para modelo linear de U.....	72
Figura 4.7	Histograma de distribuição normal para modelo linear de U.....	72
Figura 4.8	Ordem observada para modelo linear de U.....	73
Figura 4.9	Probabilidade normal para modelo não linear de U.....	74
Figura 4.10	Dispersão de valores ajustados para modelo não linear de U.....	74
Figura 4.11	Histograma de distribuição normal para modelo não linear de U.....	75
Figura 4.12	Ordem observada para modelo não linear de U.....	75
Figura 4.13	Interações entre as variáveis: perda de carga em função de SM e Vazão de trabalho.....	76
Figura 4.14	Interações entre as variáveis: perda de carga em função da concentração e SM.....	77
Figura 4.15	Interações entre as variáveis: perda de carga em função da concentração e vazão de trabalho.....	78
Figura 4.16	Principais efeitos para perda de carga	79
Figura 4.17	Probabilidade normal para modelo linear de perda de carga	80
Figura 4.18	Dispersão de valores ajustados para modelo linear de perda de carga.....	80

Figura 4.19	Histograma de distribuição normal para modelo linear de perda de carga.....	81
Figura 4.20	Ordem observada para modelo linear de perda de carga.....	81
Figura 4.21	Probabilidade normal para modelo não linear de perda de carga.....	82
Figura 4.22	Dispersão de valores ajustados para modelo não linear de perda de carga.....	83
Figura 4.23	Histograma de distribuição normal para modelo não linear de perda de carga.....	83
Figura 4.24	Ordem observada para modelo não linear de perda de carga.....	84

LISTA DE TABELAS

Capítulo 2

Tabela 2.1	Etapas das divisões do fluido em um misturador estático tipo LPD.....	19
Tabela 2.2	Descrição dos principais tipos de misturadores estáticos.....	24

Capítulo 3

Tabela 3.1	Teores apresentados para a solução de açúcar 60%.....	37
Tabela 3.2	Componentes da unidade experimental.....	40
Tabela 3.3	Viscosidade em função da temperatura	62
Tabela 3.4	Densidade da água e do açúcar.....	62

Capítulo 4

Tabela 4.1	Variáveis de entrada e seus respectivos níveis	63
Tabela 4.2	Dados experimentais realizados sem misturador estático com 100% de água.....	63
Tabela 4.3	Dados experimentais realizados sem misturador estático com 60% de açúcar.....	64
Tabela 4.4	Dados experimentais realizados com misturador estático tipo LPD com 100%de água.....	64
Tabela 4.5	Dados experimentais realizados com misturador estático tipo LPD com 60% de açúcar.....	65
Tabela 4.6	Dados experimentais realizados com misturador estático tipo MH com 100%de água.....	65
Tabela 4.7	Dados experimentais realizados com misturador estático tipo MH com 60%de açúcar.....	66
Tabela 4.8	Dados experimentais realizados com misturador estático tipo ME com 100%de água.....	66
Tabela 4.9	Dados experimentais realizados com misturador estático tipo ME com 60% de açúcar.....	67
Tabela 4.10	Aumento de U em função da concentração.....	68
Tabela 4.11	Aumento da perda de carga em função da concentração.....	77

LISTA DE SIGLAS

SM	Misturadores Estáticos (Static Mixers)
LPD	Low Pressure Drop
MH	Novo tipo de misturador estático (tipo hélices)
ME	Novo tipo de misturador estático (tipo esferas)
CFD	Fluidodinâmica computacional
MINITAB®	Programa de estatística e projetos de experimentos.
SOLIDWORK®	Programa de fluido dinâmica computacional.
CFX®	Programa de fluido dinâmica computacional.

LISTA DE SÍMBOLOS

ΔP	Perda de carga
μ	Viscosidade dinâmica
U	Coefficiente global de troca térmica

SUMÁRIO

Capítulo 1 – Introdução	15
1.1 Generalidades.....	15
1.2 Objetivos.....	16
Capítulo 2 – Revisão da Literatura.....	17
2.1 Misturadores Estáticos.....	17
2.1.1 Princípios de funcionamento dos misturadores estáticos	18
2.1.2 Principais estudos da eficiência de mistura em Misturadores Estáticos.....	19
2.1.3 Principais estudos da eficiência energética utilizando Misturadores Estáticos em trocadores de calor.....	22
2.1.4 Principais aplicações dos Misturadores Estáticos.	22
2.1.5 Tipos de Misturadores Estáticos	23
2.2 Trocadores de Calor	24
2.2.1 Formas de troca térmica	26
2.2.2 Fundamentos teóricos	32
Capítulo 3 – Materiais e Métodos.....	36
3.1 Materiais Utilizados	36
3.1.1 Solução de açúcar a 60%.....	36
3.1.2 Misturadores Estáticos.	37
3.1.2.1 LPD.....	37
3.1.2.2 MH	38
3.1.2.3 MI.....	38
3.1.3 Unidade Experimental.	39
3.2 Métodos	47
3.2.1 Montagem do misturador estático tipo LPD	47
3.2.2 Montagem do misturador estático MH	50
3.2.3 Montagem do misturador estático MI	53
3.2.4 Método para obtenção da solução de açúcar 60% em massa	55
3.2.5 Métodos para obtenção das propriedades físicas da solução de sacarose 60 % em massa	56

3.2.5.1 Determinação da viscosidade Engler.....	56
3.2.5.2 Determinação da densidade.	56
3.2.6 Calibração da Calha Parshall	59
3.2.7 Método para obtenção dos dados experimentais	60
Capítulo 4 – Resultados e discussão	63
4.1 Ensaios Experimentais de troca térmica e perda de carga	63
4.2 Indicadores de coeficiente global de troca térmica	67
4.3 Indicadores de perda de carga.....	76
Capítulo 5 - Conclusões	85
5.1 Considerações Finais	85
5.2 Sugestões para continuação do trabalho	87
Referências Bibliográficas	88
Apêndice A – Regressão fatorial geral: U x concentração; SM; vazão (Linear)	92
Apêndice B – Regressão fatorial geral: dP x concentração; SM; vazão (Linear).....	93
Apêndice C – Regressão fatorial geral: U x concentração; SM; vazão (Não linear).....	94
Apêndice D – Regressão fatorial geral: dP x concentração; SM; vazão (Não linear).....	96
Apêndice E – Otimização da resposta: dP; U	98
Apêndice F – Ensaios realizados sem misturador estático	99
Apêndice G – Ensaios realizados com misturador estático tipo LPD	100
Apêndice H – Ensaios realizados com misturador estático MH	101
Apêndice I – Ensaios realizados com misturador estático ME	102

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

1.1 Generalidades

Entre os variados tipos de operações unitárias, a mistura é muito comum em um grande número de processos e é usada em diferentes aplicações, onde um específico grau de homogeneização do fluido é requerido (MÅRTEN et al., 2006). Apesar da boa qualidade de uma mistura ser geralmente muito difícil de obter, esta é provavelmente a operação mais frequente usada na indústria, (RAFAL et al., 2011). Os dispositivos de mistura comuns são os misturadores dinâmicos para tanques de agitação em operações de batelada e os misturadores estáticos para misturas em linhas de operações contínuas (MYERS et al., 1997). As aplicações dos misturadores estáticos podem variar dependendo do campo da engenharia química, e em recentes décadas, os misturadores estáticos têm sido encontrados em grande escala na indústria. Estes misturadores são designados para misturar fluidos sem algum recurso de movimento mecânico e podem ser utilizados como uma alternativa para os agitadores mecânicos. O misturador estático é uma estrutura geométrica de elementos de formas diferentes, especialmente projetada para ser introduzida em uma tubulação. O uso de misturadores estáticos como dispositivos alternativos de mistura para vários tipos de fluidos tem sido analisado em muitas pesquisas científicas (TIRUPATI et al., 2008). Atualmente são utilizados em muitos processos químicos como dispositivos contínuos para gases e líquidos. Como exemplo de aplicações, cita-se a utilização em reatores de polímeros, transferência de calor e de massa, sistema de mistura líquido-líquido em regimes laminares ou turbulentos. Além disso, os misturadores estáticos possuem uma grande escala de aplicações, como misturadores contínuos, uso em reatores tubulares, processos de transferência de calor e de massa para a homogeneização térmica. O processo de transferência de calor dos líquidos é uma parte essencial da maioria dos processos químicos. Os equipamentos mais utilizados para transferência de calor são o trocador de calor tubo-duplo e o trocador de calor casco e tubos (SINNOTT, 2003). Os trocadores de calor são equipamentos que têm a finalidade de recuperar e

regenerar as energias utilizadas nos processos. Para este fim, seu princípio de funcionamento está no fato de que a permutação de energia térmica entre dois fluidos acontece ora por condução, convecção ou radiação ora por ambos. Assim cada modelo apresenta um princípio de funcionamento diferente que favorece uma determinada utilização. Podem ser utilizados trocadores com fluidos em contracorrente, favorecendo a troca térmica do mais ao menos aquecido, ou em fluxo concorrente que controla a troca em eficiência menor. Ao mesmo tempo, a construção dos trocadores em virtude da necessidade e do espaço disponível vai desde os compactos aos mais espaçosos (KREITH, 1965).

Os misturadores estáticos fazem parte de uma ampla família de dispositivos inseridos em trocadores de calor ou em reatores e que, ao efetuar a mistura, a reação química e transferência de calor ocorrem simultaneamente no mesmo equipamento. Neste trabalho foram realizados experimentos os quais permitiram estudar a eficiência de troca térmica em um trocador de calor tubo-duplo, bem como sua perda de carga utilizando três tipos de misturadores estáticos em seu interior.

1.2 Objetivos

O presente trabalho teve como objetivo principal criar dois modelos de misturadores estáticos para incremento da eficiência energética de um trocador de calor tubo-duplo. Os objetivos secundários foram:

- a) Comparar a partir de dados experimentais a eficiência energética dos misturadores desenvolvidos com um misturador comercial;
- b) Determinar experimentalmente a perda de carga dos misturadores estudados;
- c) Verificar o efeito das variáveis estudadas como tipo de misturador, vazão, concentração e temperatura nas respostas coeficiente global de troca de calor e perda de carga.

CAPÍTULO 2 – REVISÃO DA LITERATURA

2.1 Misturadores Estáticos

A mistura é uma operação unitária comum em um grande número de processos e é usada em muitas aplicações diferentes onde um grau definido de homogeneidade de um líquido é desejado. Os dispositivos de mistura mais comuns são misturadores dinâmicos para os tanques e misturadores estáticos (MYERS et al., 1997). Algumas das vantagens de misturadores estáticos em relação aos misturadores dinâmicos são que não possuem nenhuma peça móvel, as exigências de espaço são pequenas, baixo ou nenhum custo de manutenção e baixo tempo de residência. Estão disponíveis para diferentes condições de funcionamento, em regimes laminar, transição e turbulento do fluxo (MÅRTEN et al., 2006).

Os misturadores estáticos são usados cada vez mais como uma alternativa para os agitadores mecânicos em aplicações de misturas contínuas. Consistem em uma série de elementos geométricos instaladas em tubulações, cuja finalidade é dividir e recombinar os fluidos sequencialmente até que uma boa mistura seja adquirida. Uma grande variedade de projetos desses dispositivos é encontrada na literatura. Entretanto, apenas alguns modelos são usados realmente na indústria, e os estudos comparativos do seu desempenho são escassos (PAHL & MUSCHELKNAUTZ, 1982), (CYBULSKI & WERNER, 1986).

O desempenho de um misturador depende de diversos critérios. Historicamente, os misturadores estáticos têm sido primeiro avaliados com base na sua perda de carga. Os parâmetros da eficiência de mistura têm sido inseridos baseados na variação de concentração, no tempo de residência e na turbulência do fluxo (DAMIEN et al., 1998).

Foram estudados extensivamente por diferentes pesquisadores mistura de fluidos de alta viscosidade como produtos farmacêuticos, polímeros e alimentos (PAHL & MUSCHELKNAUTZ, 1982). A literatura neste campo é ampla desde aplicações na mecânica dos fluidos, na engenharia química, na biotecnologia e na física clássica (ANDREAS et al., 2012).

Distribuições não homogêneas, provenientes das cristalizações de grandes partículas e da grande produção de impurezas das reações químicas em reatores químicos e bioquímicos são efeitos frequentemente observados de mistura inadequada, sendo que as misturas de líquidos representam um papel crítico no sucesso ou na falha de muitos processos industriais (HOBBS & MUZZIO, 1997).

2.1.1 Princípios de Funcionamento dos Misturadores Estáticos

Os misturadores estáticos são dispositivos constituídos por elementos geométricos, montados no interior de um determinado trecho de tubulação.

A perda de carga gerada pelo fluido ao movimentar-se através dos elementos de mistura por ação de bomba mecânica ou da gravidade provoca a mistura pela ação de difusão e escoamento. A homogeneização da mistura é atingida pelos elementos geométricos do misturador, utilizando a energia de fluxo do fluido.

No final da década de 50, os primeiros misturadores estáticos foram desenvolvidos para fluidos viscosos, porém, somente nos anos 70 é que se iniciou um processo de estudos e pesquisas consistentes (PAHL & MUSCHELKNAUTZ, 1982).

Na figura 2.1, são ilustradas as fases de homogeneização no interior de um misturador estático.

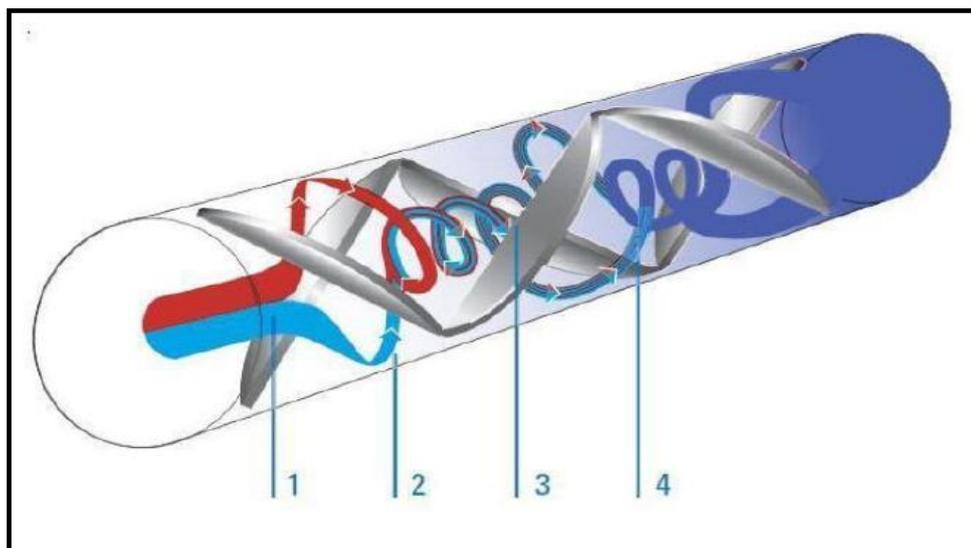


Figura 2.1. Funcionamento de um Misturador Estático.
Fonte: S Natural Ambiente (2011).

As etapas de homogeneização são descritas na tabela 2.1.

Tabela 2.1 – Etapas das divisões do fluido em um misturador estático tipo LPD.

Etapa	Fenômeno
1	Divisão do fluxo
2	Divisão do fluxo e indução contra as paredes opostas
3	Desenvolvimento de um vórtice de mistura
4	Divisão do vórtice 1 na fase 1 com rotação inversa

Fonte: S Natural Ambiente (2011).

Utilizando-se misturadores estáticos, a homogeneização é atingida pelos elementos do misturador utilizando a energia de fluxo do fluido (SANT'ANNA, 2012).

2.1.2 Principais estudos da eficiência de mistura em Misturadores Estáticos.

Damien et al.(1998), estudaram a utilização de misturadores estáticos em regime laminar;

Andreas et al.(2012), visaram a quantificação da mistura do fluxo em macro escalas (macromisturas), bem como as misturas induzidas pela difusão molecular em pequenas escalas (micromisturas) e desenvolveram um procedimento experimental que é baseado em medidas simultâneas de Dois-Tracer-PLIF (2TPLIF). A fim de investigar a relação entre misturas e campos da velocidade, realizaram simultaneamente as medidas adicionais de velocidade da imagem da partícula (PIV) com 2TPLIF. Mediram a eficiência de mistura calculando o índice da segregação e analisaram os resultados usando a transformação rápida de Fourier a fim de identificar as frequências características dos vórtices induzidos pelo misturador estático.

Mrityunjay et al.(2009), estudaram o desempenho de mistura do misturador estático Kenics. As variações na geometria padrão do misturador

foram investigadas usando técnicas da análise dinâmica dos sistemas. Computaram uma medida de mistura mais tradicional, o coeficiente de variação. Investigaram três parâmetros geométricos: o sentido da torção de elementos adjacentes, o comprimento do elemento à relação do diâmetro e a quantidade de torção por elemento. Esta técnica permitiu um aumento substancial na eficiência de mistura usando elementos com menos torção do que a configuração de Kenics.

Mårten et al. (2006) utilizaram um método baseado na fluido dinâmica computacional (CFD) para a caracterização de dois tipos de misturadores estáticos comerciais usando o fator Z. Estas medidas foram empregadas para a caracterização de misturadores estáticos. Contemplam a perda de carga, a formação do fluxo secundário, isto é, vórtices e seu efeito no processo de mistura.

As performances encontradas para geometrias simuladas em CFD permitem seu emprego em condições reais de aplicação na indústria. Esta técnica também permite a realização da modelagem matemática, bem como a previsão do comportamento do fluido no interior de equipamentos (figura 2.2).

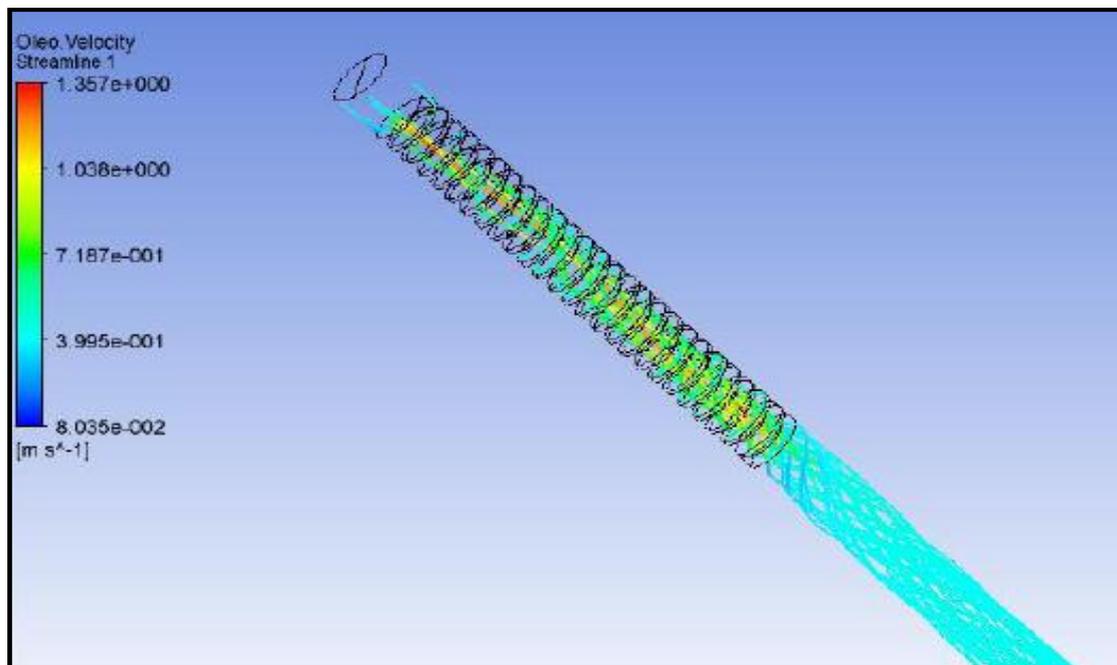


Figura 2.2. Linhas de corrente da velocidade de um óleo ao longo de um misturador estático (fluido dinâmica computacional).

Fonte: SANT'ANNA (2012).

Com o auxílio desta técnica são criados cada vez mais novos modelos, conforme ilustrado na figura 2.3:

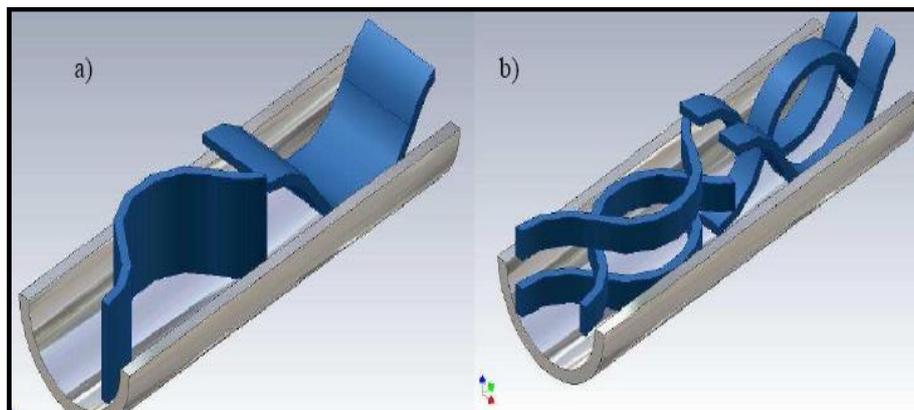


Figura 2.3. Misturador S cruzado (a), misturador S triplo cruzado (b).

Fonte: Joaquim Júnior, (2008).

A figura 2.4 ilustra o aumento do número de camadas do escoamento e as espessuras das mesmas diminuídas a cada passagem pelos elementos geométricos do misturador:

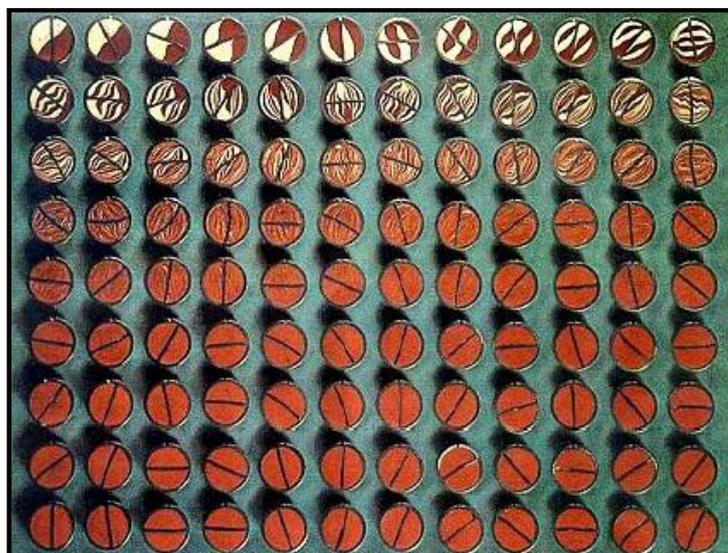


Figura 2.4. Vista das seções transversais do misturador estático KMS em processo de mistura em escoamento laminar.

Fonte: Etchells III & Meyer (2004).

Rauline et al. (2000) estudaram o desempenho de dois misturadores estáticos comerciais no regime laminar (Kenics da Chemineer e SMX da Koch Engenharia). Estes misturadores estáticos foram comparados usando as simulações 3D numéricas. Diversos critérios foram escolhidos como a base para a avaliação de desempenho, a saber: a perda de carga, o comprimento do

misturador, o expoente de Lyapunov e a intensidade da segregação e concluíram que a eficiência de mistura do SMX é melhor do que a do Kenics.

2.1.3 Principais estudos de eficiência energética utilizando Misturadores Estáticos em Trocadores de Calor.

Os fatores importantes para avaliar um misturador estático com um trocador de calor são o número de Nusselt (Nu), e o fator de fricção (F). As propriedades físicas do sistema são incorporadas no número de Reynolds (Re) e no número de Prandtl (Pr). O número de Reynolds é baseado no diâmetro do tubo e na velocidade superficial (THAKUR et al., 2003).

Os misturadores estáticos são úteis em processos de troca térmica e transferência de massa. É reconhecido que as necessidades de energia para os misturadores estáticos são menores do que para os misturadores dinâmicos (BOSS & CZASTKIWICS, 1982).

O Estudo da transferência de calor utilizando misturadores estáticos em polímeros foi realizado por Haifeng et al.(2011).

A eficiência de troca térmica de um misturador estático tipo Kenics, foi estudada por Lisboa (2010). Seus resultados numéricos mostraram que o misturador estático tem uma eficiência térmica mais de três vezes maior do que aquela de um trocador de calor convencional de tubulação vazia com área similar de transferência de calor.

2.1.4 Principais aplicações dos Misturadores Estáticos.

Thakur et al. (2003), mencionam as principais aplicações dos misturadores estáticos:

Grupo 1 – Fluidos miscíveis

- a) Homogeneização em escoamentos laminares;
- b) Mistura de gases;
- c) Clarificação da água em tratamento da lama;
- d) Misturas com reações químicas;

Grupo 2 – Sistemas imiscíveis

- a) Sistemas líquido-líquido;
- b) Sistemas sólido-líquido;
- c) Homogeneização térmica;

- d) Troca térmica com reações químicas;
- e) Troca térmica sem reações químicas.

2.1.5 Tipos de Misturadores Estáticos

Os misturadores estáticos consistem de dispositivos que possuem uma série de elementos estáticos de mistura, alinhados a 90°. Cada elemento promove um giro de 180° no fluxo, arranjado em sequência alternada (MEDEIROS, 2008).

Na figura 2.5, são apresentados alguns tipos de misturadores estáticos.



Figura2.5. Principais tipos de Misturadores Estáticos.

Fonte: Akram et al. (2014).

A tabela 2.2 descreve características de alguns tipos de misturadores estáticos.

Tabela 2.2 – descrição dos principais tipos de misturadores estáticos.

Tipo de SM	Características
Kenics	torção esquerda direita; ângulo da torção 180° da lâmina.
LPD	rotação direita-esquerda; ângulo do cruzamento de 90°.

Fonte: Han et al.(2012).

2.2 Trocadores de calor

Os equipamentos responsáveis por realizar a troca de calor entre fluidos são os Trocadores de calor. Através deles a energia gasta em um processo pode ser regenerada ou recuperada permitindo maior eficiência do consumo energético (SINNOTT, 2003).

Os permutadores podem ser classificados de acordo com o seu sentido de escoamento em: fluxo paralelo e fluxo em contra corrente (ÇENGEL, 2013).

São classificados de acordo com a sua construção, que podem ser:

- a) Trocadores Tubulares, neste modo são subdivididos em duplo tubo, casco e tubo (Figura 2.6).
- b) Trocadores de placas, subdivididos em placas compactas, espiral e colméia (SINOTT, 2003).

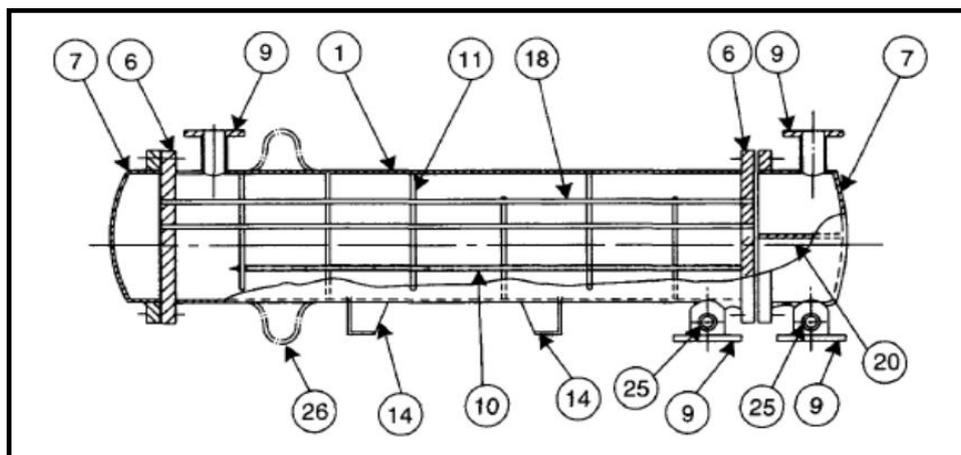


Figura 2.6. Trocador de calor casco e tubos.

Fonte: Sinnott (2003).

A quantidade de calor trocado pode ser calculada pela equação 1:

$$Q = UALMTD \quad (01)$$

Em que:

Q é a quantidade de calor em kcal/h

U é o coeficiente global de transferência térmica kcal/kg m² °C

A é a área de troca térmica em m²

LMTD é a média logarítmica das temperaturas, °C;

O coeficiente de troca térmica U é calculado através da equação 2:

$$U = \frac{1}{R_i} \quad (02)$$

Em que:

U é o coeficiente global de transferência térmica kcal/kg m² °C

R_i é a resistência térmica kg m² °C/kcal

E a média logarítmica da diferença de temperatura é calculada pela equação 3 para fluxo concorrente:

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} \right)} \quad (03)$$

Sendo:

T₁ a temperatura de entrada do fluido mais quente, °C;

T₂ a temperatura de saída do fluido mais quente, °C;

t₁ a temperatura de entrada do fluido mais frio, °C;

t₂ a temperatura de saída do fluido mais frio, °C;

A eficiência dos trocadores de calor depende de vários fatores, como:

- a) Incrustações ocorridas pelo tempo de uso

- b) Eficiência do isolante térmico.
- c) Turbulência do fluido.

Os mais recentes estudos com trocadores de calor realizados por Tavares & Santos (2014) empregaram o uso de misturadores estáticos para aumentar a eficiência de troca térmica. São comumente divididos em equipamentos para realizarem a:

1. Homogeneização térmica
2. Transferência Térmica e Reações Químicas

O fator de decisão para a utilização do misturador para a transferência térmica é o número de Nusselt, entretanto, Azer & Lin (1980), consideram a queda de pressão um fator importante para a escolha e aceitação do misturador.

2.2.1 Formas de troca térmica

As interações entre fluídos de diferentes temperaturas podem ocorrer de três modos distintos ou em conjunto, isto porque o que determina o estado físico do material é seu grau de agitação de seus átomos. Nos sólidos os átomos estão muito próximos e não detêm de grande movimentação, no outro extremo, os gases possuem uma movimentação elevada e o espaço entre os átomos é maior. Por conta destas interações inter atômicas os processos de transferência podem ocorrer de três formas diferentes, cada um detém seu meio de promover agitação ou ordem em um corpo ou material próximo. São elas:

CONDUÇÃO é a permutação de calor pela diferença de temperatura através de um material sem a existência de vácuos entre o material, percorrendo o calor da extremidade de maior para menor temperatura, através das colisões entre as moléculas.

Como o exemplo, na figura 2.7 (a), Couper et al. (2009) mostram o gradiente de temperatura que se forma ao percorrer as várias geometrias de materiais:

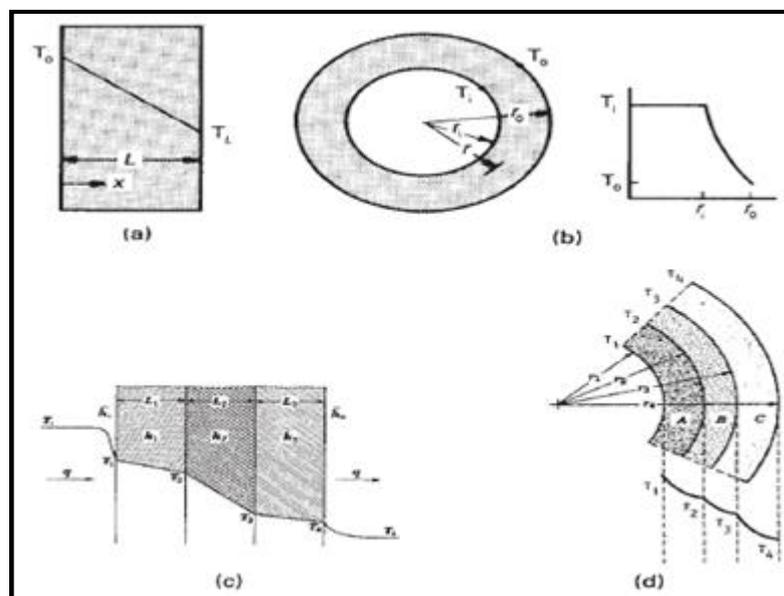


Figura 2.7 Detalhes dos gradientes de temperatura.

Fonte: Couper et al. (2009).

Dessa forma a variação de temperatura pelo tempo em relação à posição é representada pela 1ª equação de transferência de calor de Fourier (equação 4):

$$\frac{\partial T}{\partial \theta} = kA \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \quad (4)$$

Integrando a equação 4 em relação ao eixo x a equação de Fourier, obtém-se a equação 5:

$$Q = -kA \frac{dT}{dx} \quad (5)$$

Considerando que a condutividade térmica e a área sejam constantes, chega-se à equação 6:

$$Q = \frac{kA}{L} (T_0 - T_L) \quad (6)$$

Sendo:

Q a quantidade de calor transferida em kcal;

K a condutividade térmica do material em kcal / mK;

T_0 a temperatura mais elevada;

T_L a temperatura menor a distância L

L a distância entre as tomadas de temperatura em metros

A a área em m^2

dT/dx a relação da variação de temperatura pela distância,

Dessa maneira, cada material se apresenta como sendo uma resistência que dificulta a transição da energia. Pode se apresentarem formas planas, figura 2.7 (a) ou cilíndricas, figura 2.7 (b) que interagem individualmente ou em associação de diversos materiais formando uma série de resistências figura 2.7 (c) e 2.7 (d).

As resistências de formas planas individualmente se apresentam na equação 7:

$$R = \frac{L}{k \cdot A} \quad (7)$$

Sendo:

R a resistência de uma forma plana em hK/kcal

L a distância em metros

A a área em m^2

No tratamento de séries são somadas as resistências (equação 8):

$$\sum_{i=1}^n R_i = R_1 + R_2 + \dots + R_n \quad (8)$$

Já nos casos das formas cilíndricas, mostrado na figura 1 (b), as resistências são (equação 9):

$$R = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2 \pi k L} \quad (9)$$

Sendo:

R a resistência de uma forma plana em hK/kcal

r_1 a distância do centro do cilindro a parede interna do cilindro em metros

r_2 a distância do centro do cilindro a parede externa do cilindro em metros

k a condutividade térmica do material em kcal / h m K

L a o tamanho do cilindro no eixo x em metros.

A associação de formas cilíndricas se dá similar às formas planas, conforme a equação 10:

$$\sum_{i=1}^n Ri = R_1 + R_2 + \dots + R_n \quad (10)$$

CONVECÇÃO é a transferência de calor entre uma superfície e um fluido adjacente em movimento, sem a presença de movimento do fluido a troca térmica ocorre unicamente por condução entre o sólido e o fluido. Como pode-se ver na figura 2.8, a temperatura decresce ao subir pela chaminé, pelo fato que o ar mais próximo do bloco não possui uma velocidade maior que no topo, o que facilita a troca, entretanto, na primeira camada a transferência se dá pela condução ocasionada pela ausência movimentação do fluido.

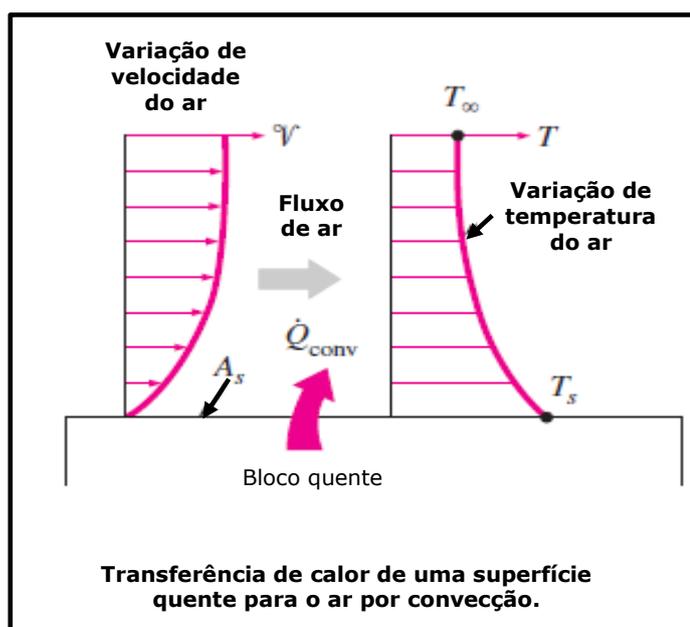


Figura 2.8–Transferência de calor e massa.
Fonte: Çengel (2013).

Convenientemente é expressa a taxa de transferência de calor por convecção pela Lei de Resfriamento de Newton, segundo a equação 11:

$$Q = h A \Delta T \quad (11)$$

Sendo:

h o coeficiente de película em $W/m^2 \text{ } ^\circ C$

A a área de transferência em m^2

ΔT a diferença de temperatura entre a superfície e a do fluido a distância da superfície em $^\circ C$.

O coeficiente de película não é calculado de maneira única, fato pelo qual ele não é uma propriedade exclusiva do fluido mais o conjunto de variáveis como:

- Diâmetro característico, dimensão onde ocorre o fenômeno;
- Propriedades do fluido como viscosidade, densidade, calor específico, condutividade térmica, coeficiente de expansão volumétrica;
- Estado do fluido como velocidade, força gravitacional e diferença de temperatura;

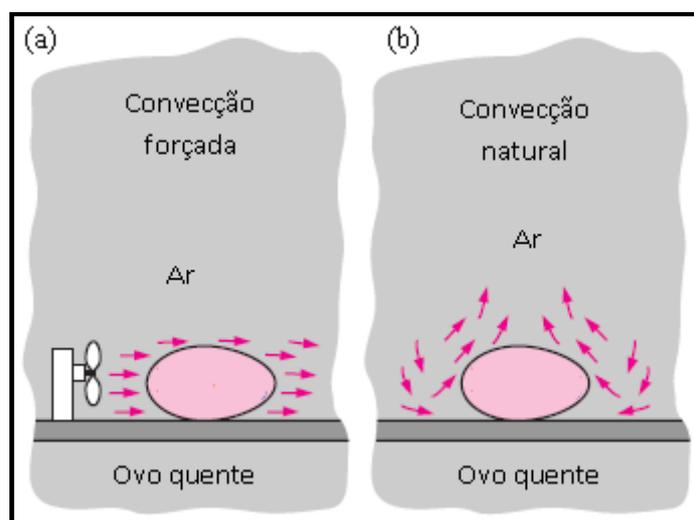


Figura 2.9 - Convecção Forçada (a) e Natural (b).

Fonte: Çengel (2013).

Para convecção forçada, figura 2.10, o coeficiente de película é isolado do número de Nusselt (equação 12):

$$\text{Nu} = \frac{hL}{k} \quad (12)$$

Sendo:

Nu o número de Nusselt adimensional

h o coeficiente de película em $\text{W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

L a comprimento característico em metros

k a condutividade térmica do fluido em kcal / h m K

A equação 13 é utilizada para escoamento de fluido dentro de um tubo em regime turbulento, ou seja, $\text{Re} > 4200$.

$$\text{Nu} = 0,023 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^n \quad (13)$$

Sendo:

Re o número de Reynolds adimensional

Pr o numero de Prandtl adimensional.

n coeficiente adimensional com valor de 0,3 para fluido em processo de esfriamento e 0,4 para fluido sendo aquecido;

RADIAÇÃO: É o processo de aquecimento por ondas eletromagnéticas, formadas por uma emissão de energia gerada em mudanças eletrônicas de moléculas ou átomos. Ao contrario dos processos de convecção e de condução, neste modo não há necessidade de um material intermediário para a passagem de energia. A radiação térmica é um fenômeno no qual todos os materiais que se encontram acima do zero absoluto emitem indiferente de seu estado físico. Assim, cada material pode absorver, emitir e transmitir em diferentes taxas. Comumente estudado em sólidos na superfície pelo fato que as radiações de muitos materiais não ultrapassarem a superfície (ÇENGEL, 2013).

A Lei de Stefan–Boltzmann diz que a quantidade de radiação máxima emitida por um corpo é (equação 14):

$$\dot{Q}_{\text{máxima emissão}} = \sigma A_s T_s^4 \quad (14)$$

Sendo:

Q a quantidade máxima de emissão em Watts

Σ a constante de Stefan–Boltzmann $5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$

A_s a área da superfície em m^2

T_s a temperatura da superfície em Kelvin

Um corpo negro é uma superfície ideal na qual emite radiação em taxa máxima, situação que não acontece nas superfícies reais em que a emissão em mesma temperatura é menor que a ideal. Essa diferença entre a máxima e a emissão real esta no fato de cada material ter uma taxa de emissividade diferente e que pode variar entre zero e 1. Assim a equação 15 torna-se:

$$\dot{Q}_{\text{máxima emissão}} = \varepsilon \sigma A_s T_s^4 \quad (15)$$

Sendo:

ε a taxa de emissividade do material, adimensional.

De modo similar a emissão todo material tem uma taxa de absorção (α) de radiação térmica com variação de zero a 1, no caso do corpo negro ele também é um excelente absorvedor, $\alpha=1$.

2.2.2 Fundamentos teóricos

O balanço de energia mecânica (B.E.M.), através da equação de Bernoulli estendida, pode ser empregado para a determinação da perda de carga em um tubo de um trocador de calor, conforme equação 16 (MORAES et al., 2011).

Desprezando os termos de velocidade, que é constante em todo o trecho do trocador de calor, e a altura estática, pois não há desnível no trocador, a perda de carga é igual à diferença de pressão (equação 16).

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + z_1 = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + z_2 + lw \quad (16)$$

Sendo:

$\frac{P}{\gamma}$ a altura da pressão, (m);

$\frac{v^2}{2g}$ a altura cinética, (m);

z a altura estática, (m) e

lw a perda de carga, (m).

Pela dedução de Perry (2007), a quantidade de calor trocada em um fluido está diretamente relacionada ao seu fluxo de massa, ao seu calor específico e à variação de temperatura. Esta quantidade de calor é dada pela equação 17:

$$q = m.C_p. \Delta T \quad (17)$$

Sendo:

q o fluxo de calor, (W);

m a vazão mássica do fluido quente, (kg/s);

C_p o calor específico do fluido quente, (J/kg °C) e

ΔT a diferença das temperaturas de saída e entrada do fluido quente (°C).

O coeficiente global de transferência de calor é uma variável importante, pois indica o estado físico do equipamento. Em uma operação, o equipamento tende a sofrer alterações devido às incrustações que surgem em sua superfície. O coeficiente é determinado através da equação 18 de Kern (1999), que relaciona a quantidade de calor trocado com a área necessária para a troca térmica.

$$U = \frac{Q}{A.LMTD} \quad (18)$$

Sendo:

U o coeficiente global de transferência de calor, ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$);

Q o fluxo de calor, (W);

A a área de troca térmica, (m^2) e

LMTD a média logarítmica das diferenças de temperatura, ($^\circ C$).

O LMTD (“Log Mean Temperature Difference”) é a média logarítmica da diferença de temperaturas dos fluidos e pode ser em correntes paralela ou contra corrente. A equação 19 representa o cálculo do LMTD dos fluidos em contra corrente (figura 2.10), conforme Kern (1999).

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (19)$$

Em que:

ΔT_1 é a diferença entre a temperatura de entrada do fluido quente e a temperatura de saída do fluido frio, ($^\circ C$) e

ΔT_2 é a diferença entre a temperatura de saída do fluido quente e a temperatura de entrada do fluido frio, ($^\circ C$).

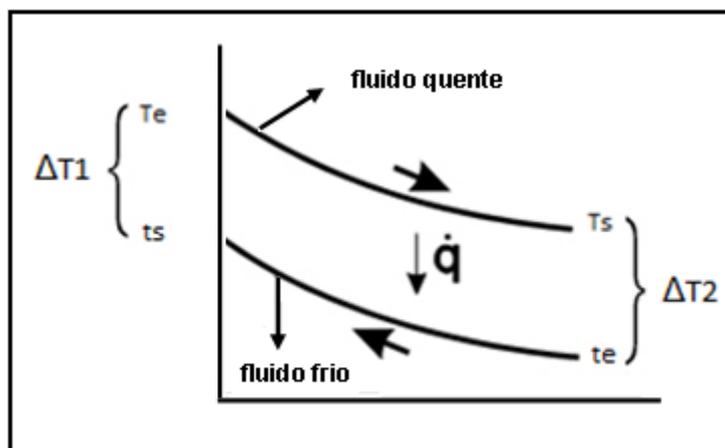


Figura 2.10 – Representação de fluidos em contra corrente.
Fonte: Tavares et al.(2012).

A área de troca térmica para o tubo é explícita através da equação 20:

$$A = \pi.D_1.L \quad (20)$$

Sendo:

- A a área de troca térmica, (m²);
- D₁ o diâmetro externo do tubo interno, (m) e
- L o comprimento do tubo interno, (m).

O número de Reynolds (Re) é um número adimensional, que caracteriza o regime de escoamento, que pode ser do tipo laminar ou turbulento. O Re é determinado pela equação 21 conforme Geankoplis (2009).

$$Re = \frac{D.v.\rho}{\mu} \quad (21)$$

Sendo:

- Re o número de Reynolds, adimensional;
- D o diâmetro interno do tubo interno, (m);
- v a velocidade média de escoamento, (m/s);
- ρ a densidade do fluido quente, (kg/m³) e
- μ a viscosidade dinâmica do fluido, (kg/m.s).

CAPÍTULO 3 – MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Materiais Utilizados

3.1.1 Solução de açúcar a 60%

A sacarose pode ser obtida de muitas fontes como a cana-de-açúcar, a beterraba, xarope de bordo e de certas palmeiras. As grandes fontes produtivas são a cana-de-açúcar e a beterraba. No que diz respeito às características químicas e físico-químicas, não há diferença significativa entre ambas. As beterrabas açucareiras não são vermelhas e constituem grandes plantações em muitas regiões mundiais, em virtude do seu valor como fonte de açúcar. As beterrabas, com 13 a 17% de sacarose (mais do que a cana-de-açúcar que possui de 11 a 15%), entram na usina através de calhas, que não apenas as transportam, mas também as lavam com água quente. Após todos os processos de lavagem, extração do açúcar em difusores especiais contínuos, filtragem, precipitação de impurezas com adição de leite de cal, o xarope remanescente purificado é concentrado de 10-12% em açúcar, até 60% em açúcar em evaporadores a múltiplo efeito (SHREVE, 1997).

Na fabricação de açúcar de cana, a mesma é inicialmente lavada, triturada e esmagada. O caldo é extraído (cerca de 93%) pela passagem da cana esmagada através de uma série de moendas. Após a filtragem para remoção das impurezas mais grossas, o caldo é tratado com cal para coagulação de parte da matéria coloidal, precipitação de certas impurezas e ajuste de pH. Adiciona-se um pouco de ácido fosfórico para clarificação e o filtrado, um caldo clarificado com elevado teor de cal, contém 15% de açúcar. Este caldo é evaporado até cerca de 60 % em açúcar, em evaporadores a triplo ou a quádruplo efeito, tornando-se um xarope grosso e amarelado (SHREVE, 1997).

A solução de 60% de açúcar foi utilizada para estudo dos efeitos da viscosidade na eficiência energética do trocador de calor, em combinação com os diferentes tipos de misturadores estáticos e as diferentes vazões de

trabalho. Foram retiradas duas amostras desta solução (antes dos ensaios e após os ensaios), para verificação da fermentação da mesma. Foram analisadas a densidade por via úmida e a viscosidade através de um viscosímetro Engler. Os resultados das análises são apresentados na tabela 3.1:

Tabela 3.1 – Teores apresentados para a solução de Açúcar 60%.

Amostra de solução de açúcar 60 %	Viscosidade (Kg/m.s)	Densidade (Kg/m³)
Anterior aos ensaios	0,01715	1275,00
Após os ensaios	0,01735	1280,36
Média (valor adotado para cálculos)	0,01725	1277,68

3.1.2 Misturadores estáticos

3.1.2.1 LPD

O misturador estático tipo LPD utilizado possuía 12 módulos, construído em chapas de aço inox com 1,5 mm de espessura. Os módulos semielípticos, apresentam 59,0 mm de comprimento e altura de 10,0 mm, soldados em uma haste do mesmo material, com 3,0 mm de diâmetro. A distância entre os módulos é de 20,0 mm, cerca de um diâmetro de tubulação, como mostra a figura 3.1.

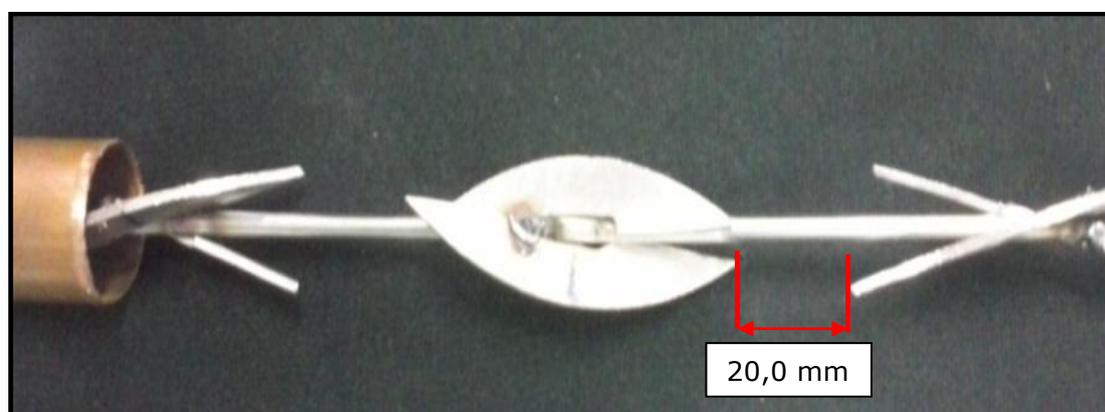


Figura 3.1–Misturador estático tipo LPD.

3.1.2.2 MH

O misturador estático denominado MH (misturador com hélices), foi criado pelo autor do presente trabalho e possuía 46 elementos geométricos de mistura, construído em chapas de aço inox com 5,0 mm de largura, 19,9 mm de altura e 1,5 mm de espessura. Em formato de hélice, os elementos geométricos de mistura apresentam uma torção com ângulo de 45° e foram fixados em uma haste de mesmo material com 2,0 mm de diâmetro. A distância entre os módulos foi de 20,0 mm (cerca de um diâmetro de tubulação), como mostra a figura 3.2.

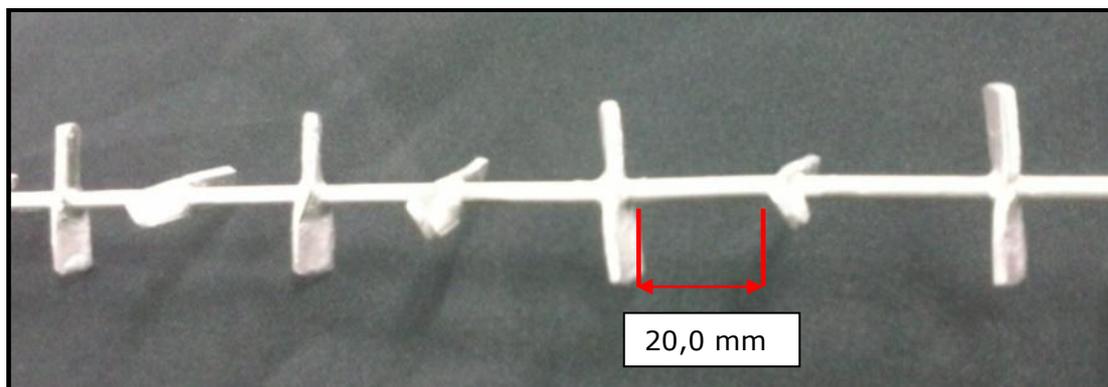


Figura 3.2 - Misturador estático MH.

3.1.2.3 ME

O misturador estático ME (misturador com esferas) também criado pelo autor do presente trabalho, foi constituído de 31 elementos geométricos de mistura, construído com esferas de aço de 9,0 mm de diâmetro. As esferas foram fixadas em uma haste de aço inox com 2,0 mm de diâmetro, formando

ângulos de 120° e com distância entre as extremidades de 20,0 mm, cerca de um diâmetro de tubulação, como mostra a figura 3.3:

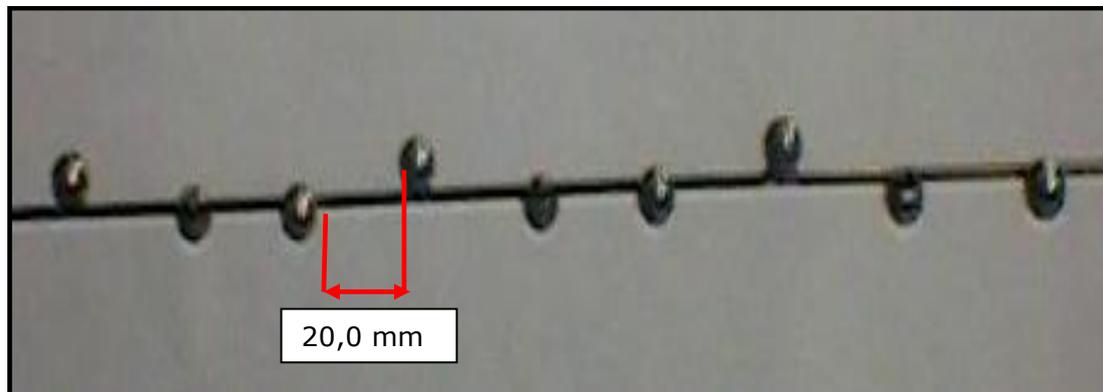


Figura 3.3 - Misturador estático ME.

3.1.3 Unidade Experimental

Para os ensaios foi utilizada uma unidade experimental com um trocador de calor tubo-duplo e bombeamento com ciclo fechado. A unidade encontra-se no Laboratório de Operações Unitárias do curso de Engenharia Química da UNISANTA, Santos - SP.

A unidade experimental, para efeito didático, foi subdividida em:

Circuito de fluido quente, com duto de PVC transparente com diâmetro interno de 25,4 mm, uma bomba de 0,25 hp, uma resistência elétrica de 3500 W para aquecimento do fluido, dois tanques de acrílico, sendo um de 18 L e outro de 12,5 L. Este circuito possuía ainda uma calha Parshall com articulação em sua extremidade para medição de vazão.

Circuito de fluido frio, também com dutos de PVC transparente com diâmetro interno de 25,4 mm, uma bomba de 0,25 HP, uma resistência elétrica para ajuste de temperatura de entrada do fluido frio no trocador de calor tubo-duplo, um rotâmetro com capacidade de 37,5 LPM para leitura da vazão volumétrica e uma torre de resfriamento.

Trocador de calor, do tipo tubo-duplo com um tubo externo de 501 mm de diâmetro externo e 460 mm de diâmetro interno e 995 mm de comprimento. O tubo interno era de cobre com espessura de 1,0 mm, diâmetro interno de 20,04 mm e 930 mm de comprimento. A seção anular possuía 25 chicanas. O trocador possuía tomadas de pressão e termopares na entrada e saída do fluido quente e frio.

A unidade experimental tem seu esboço apresentado na figura 3.4 e as partes que constituem o sistema estão descritas na tabela 3.2.

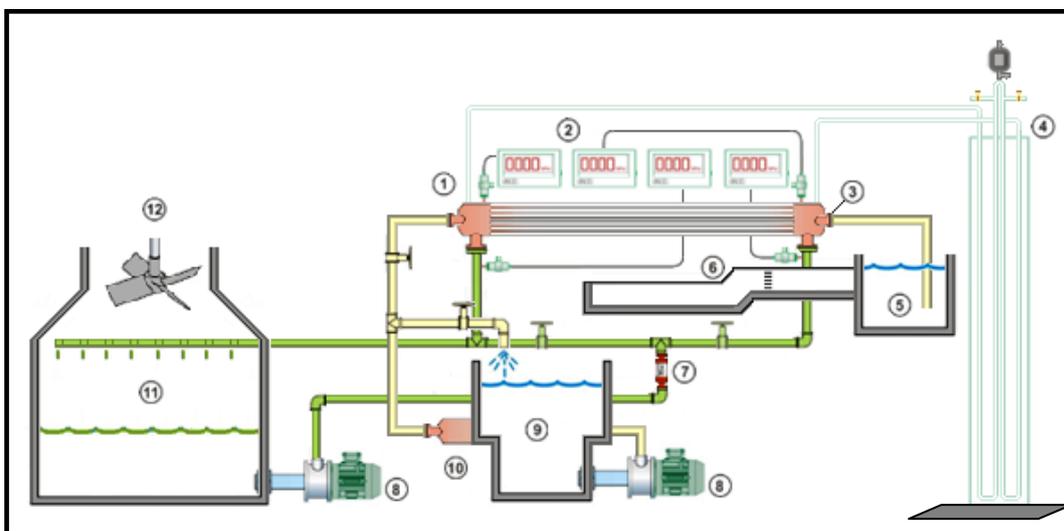


Figura 3.4 -Unidade experimental para determinação de eficiência energética em trocador de calor tubo duplo.

Tabela 3.2 – Componentes da unidade experimental.

Item	Descrição
1	Trocador de Calor
2	Indicadores de Temperatura
3	Misturador Estático
4	Piezômetro
5	Tanque de alimentação da calha Parshall
6	Calha Parshall
7	Rotâmetro
8	Bombas de circulação dos fluidos quente e frio
9	Tanque de alimentação do aquecedor
10	Aquecedor
11	Torre de resfriamento
12	Ventilador de tiragem induzida

A unidade experimental é ilustrada na figura 3.5.

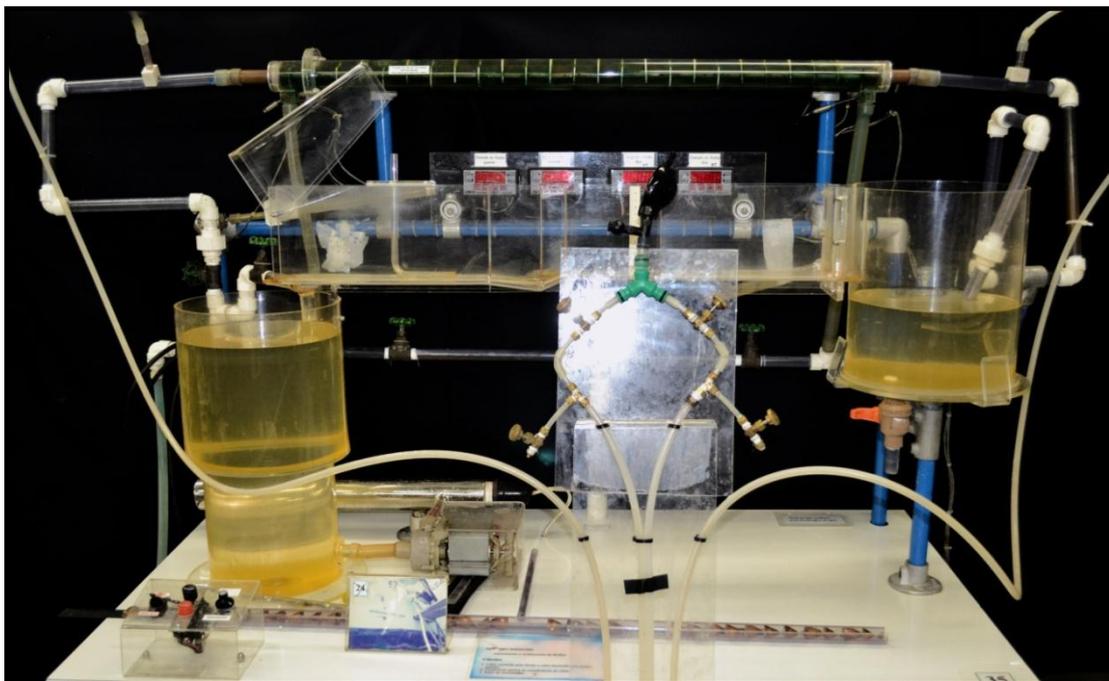


Figura 3.5 – Vista parcial da unidade experimental estudada

A torre de resfriamento, a qual pode ser considerada um trocador de calor de contato direto, é ilustrada na figura 3.6.

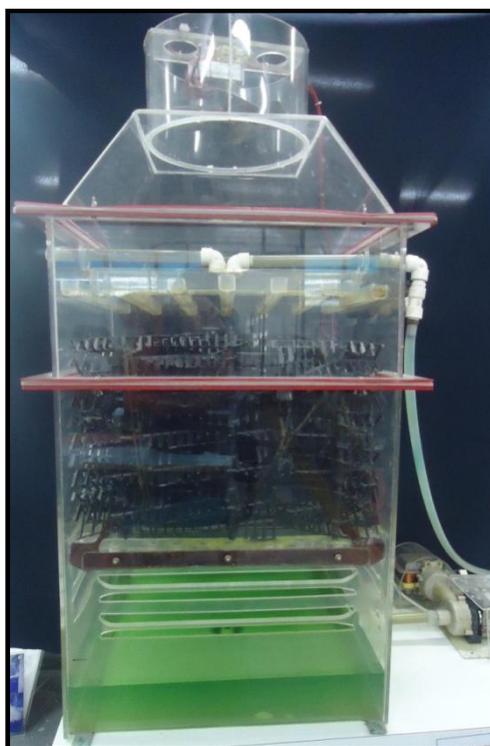


Figura 3.6 – Torre de resfriamento

A Calha Parshall está ilustrada na Figura 3.7.

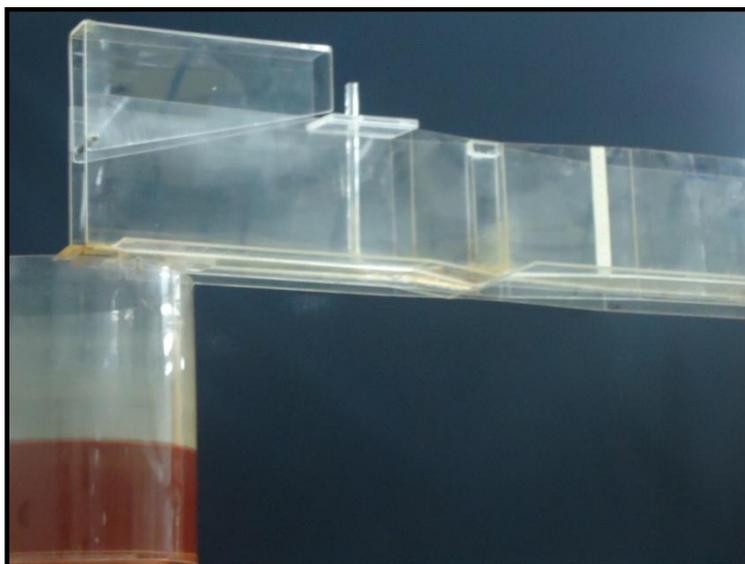


Figura 3.7 - Calha Parshall

O aquecedor com resistência elétrica de 3500 Watts para aquecimento do fluido está apresentado na Figura 3.8.



Figura 3.8 – Aquecedor com resistência elétrica

O trocador de calor de tubo duplo possuía um tubo interno de cobre com espessura de 1 mm com diâmetro interno de 20,04 mm e comprimento útil de 930 mm. O tubo externo era de acrílico, com 460 mm de diâmetro interno, 501 mm de diâmetro externo, 995 mm de comprimento e 25 chicanas no anel (Figura 3.9).

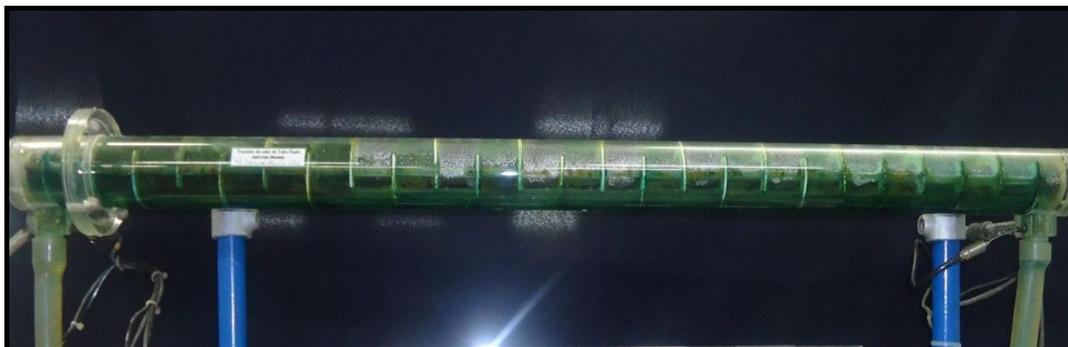


Figura 3.9 – Trocador de calor

Os tanques de alimentação do aquecedor e da calha Parshall, estão representados nas figuras 3.10 e 3.11, respectivamente:

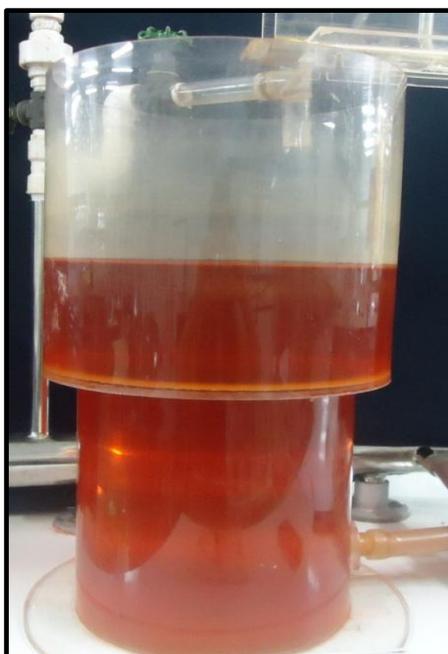


Figura 3.10 – Tanque de acrílico de 18L.

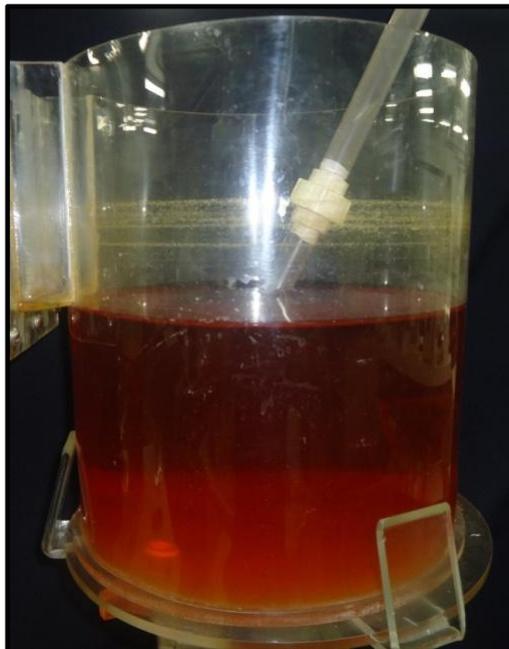


Figura 3.11 – Tanque de acrílico de 12,5L.

A figura 3.12 ilustra os indicadores de temperaturas de entrada e saída dos fluidos quente e frio.



Figura 3.12 – Indicadores de temperatura

A figura 3.13 mostra o cronômetro utilizado para medir o tempo da massa coletada pelo béquer da figura 3.14, para o cálculo de vazão mássica (kg/s).



Figura 3.13 – Cronômetro



Figura 3.14 – Béquer

A figura 3.15 apresenta o rotâmetro com capacidade de 37,5 LPM, utilizado para leitura da vazão volumétrica.



Figura 3.15 – Rotômetro

Foi utilizado um escalímetro de 1,0 m, representado na figura 3.16, para medida do desnível do líquido no piezômetro.

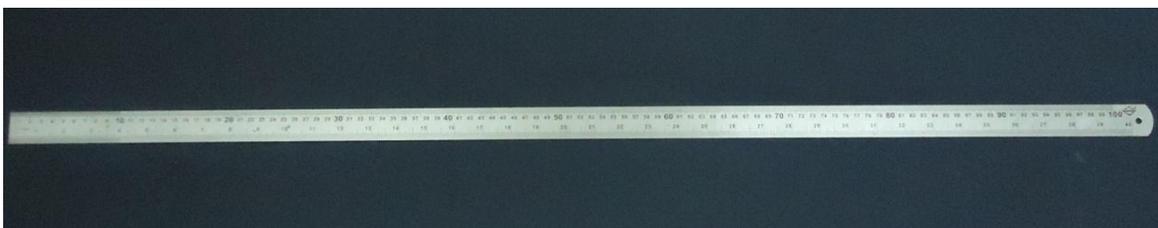


Figura 3.16 – Escalímetro

A perda de carga foi quantificada por um piezômetro (figura 3.17).



Figura 3.17 – Piezômetro

3.2 Métodos

3.2.1 Montagem do misturador estático tipo LPD

Para a montagem do misturador estático tipo LPD, foi necessário ter em mãos os dados do trocador de calor tubo-duplo. O tubo interno do trocador de calor possui 930 mm de comprimento e 204 mm de diâmetro. Como ficou

definido que o LPD possuiria 12 módulos, dividiu-se o comprimento do trocador por 12 e subtraiu-se o equivalente a um diâmetro de espaçamento. Cada módulo ficou então, com comprimento de 59,0 mm e 1,5 mm de espessura. Ao se utilizar uma haste de 3,0 mm, determinou-se que a altura dos elementos geométricos seria de 10,0 mm, efetuando-se um entalhe de 1,5 mm para que fosse possível a aplicação da solda.

O primeiro desenho do elemento geométrico do misturador estático tipo LPD está representado na figura 3.18:

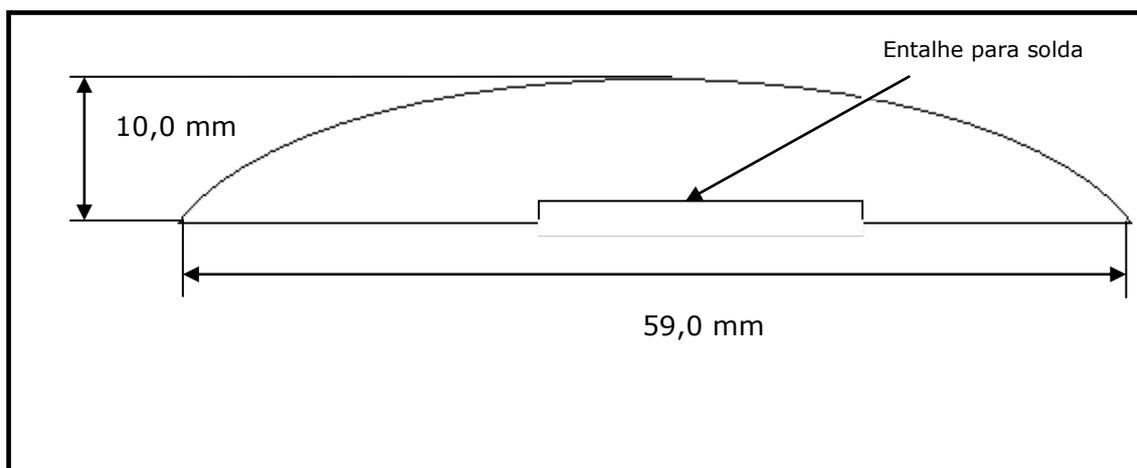


Figura 3.18 – Desenho do elemento geométrico do misturador tipo LPD.

Foi utilizado um torno ORN, modelo SK para confecção das peças, conforme ilustra a figura 3.19:

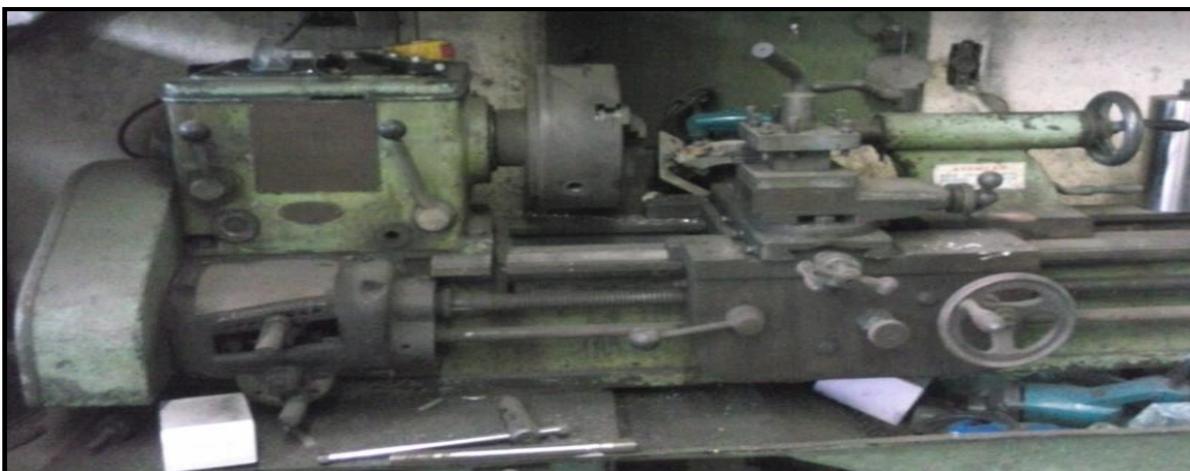


Figura 3.19 – Torno ORN, modelo SK.

Empregou-se uma haste de aço inox com 3,0 mm de diâmetro para fixação dos módulos em cruz.

A figura 3.20 ilustra os módulos cruzados, fixados na haste de aço inox:



Figura 3.20 – Detalhe dos módulos cruzados, fixados na haste de aço inox.

Para soldar os módulos na haste, utilizou-se solda prata e *prataflux*® (nome comercial) como reagente.

A figura 3.21 ilustra a solda e o entalhe para melhor aderência:

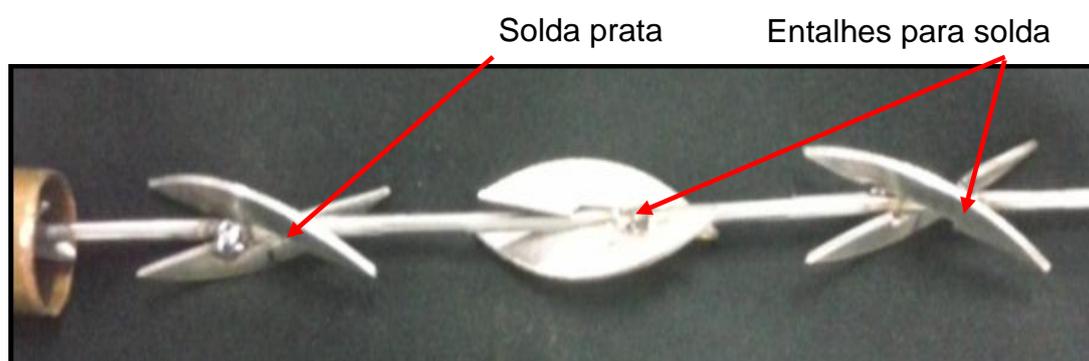


Figura 3.21 – Detalhe da solda prata e seus respectivos entalhes.

Após a soldagem, foi passado escova de aço para remoção das rebarbas e em seguida inseriu-se o misturador estático pronto no interior do tubo interno do trocador de calor, como mostra a figura 3.22:

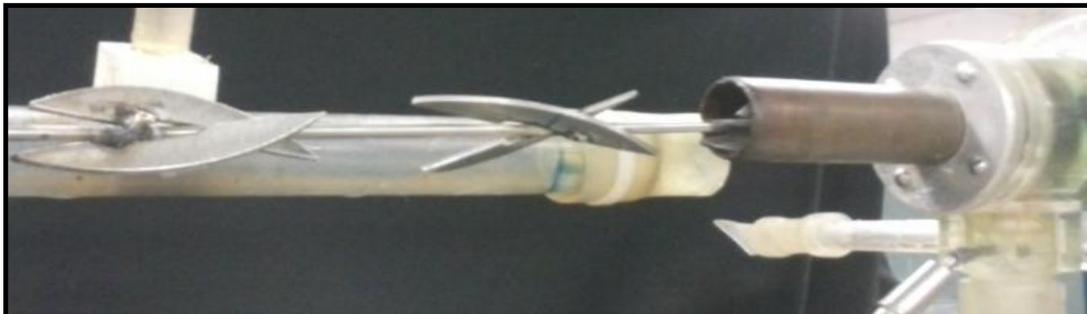


Figura 3.22 – Inserção do LPD no tubo interno do trocador de calor.

3.2.2 Montagem do misturador estático MH

Para a montagem do misturador estático MH, foram confeccionados 46 elementos geométricos de mistura, construídos em chapas de aço inox com 5,0 mm de largura, 19,9 mm de altura e 1,5 mm de espessura. Iniciou-se cortando as chapas de aço inoxidável em tesoura, no laboratório de solda da UNISANTA. O desenho da peça é demonstrado na figura 3.23.

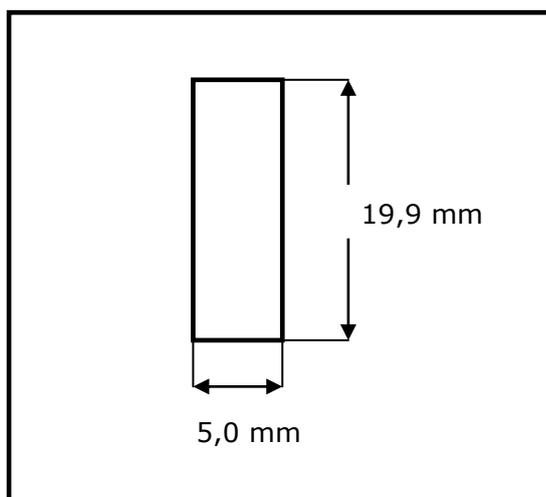


Figura 3.23 – Desenho do módulo em construção do misturador estático MH.

Foram aparadas as rebarbas de corte uma a uma e arredondado suas extremidades no esmeril. No centro da peça foi efetuado um orifício de 2,0 mm, para que fosse possível a inserção da haste metálica (figura 3.24).

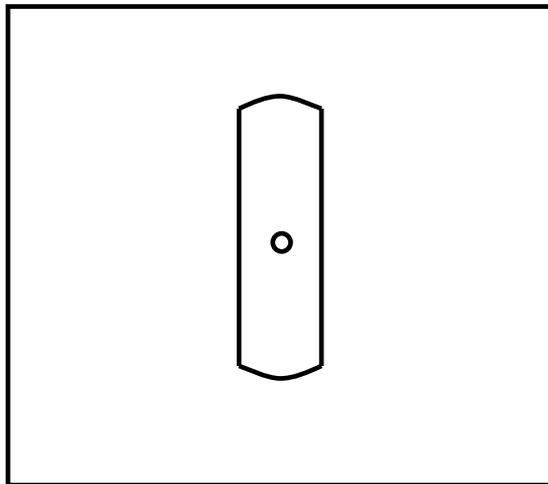


Figura 3.24 – Desenho do módulo com acabamento do misturador estático MH.

Foi efetuada uma torção com ângulo de 45° em cada um dos módulos fixados em uma haste de aço inox com 2,0 mm de diâmetro, conforme ilustra a figura 3.25.

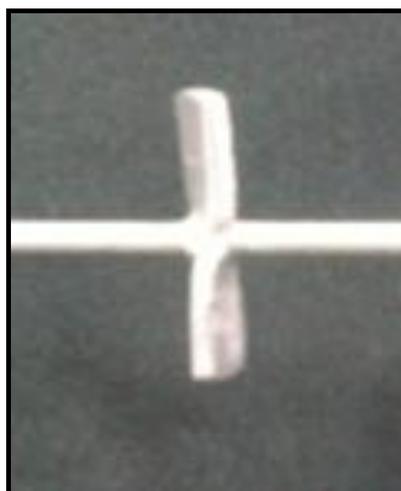


Figura 3.25 – Detalhe da torção do módulo, em ângulo de 45°.

A distância entre os módulos foi de 20,0 mm, cerca de um diâmetro de tubulação, como mostra a figura 3.26.

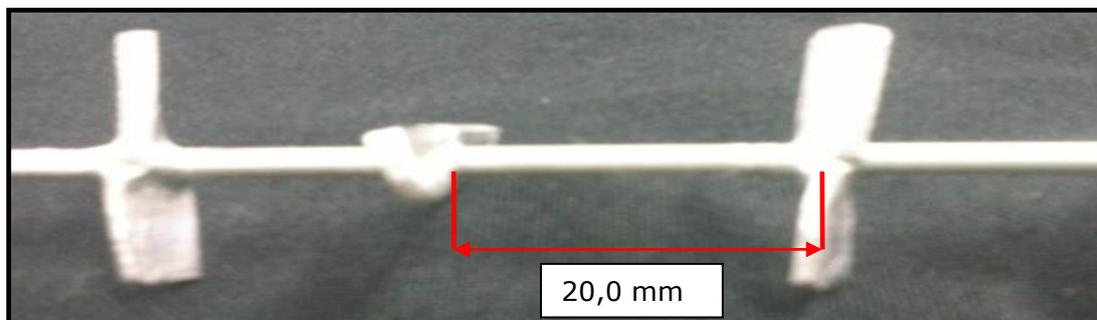


Figura 3.26 – Detalhe da distância entre os módulos.

A figura 3.27 representa o misturador estático MH pronto.

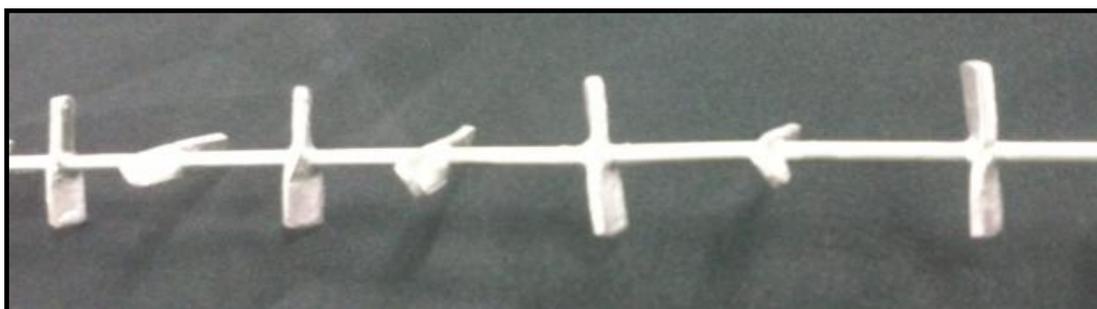


Figura 3.27 – Misturador estático MH.

A inserção do misturador estático no interior do tubo interno do trocador de calor está apresentada na figura 3.28.



Figura 3.28 – Misturador estático MH sendo inserido no trocador de calor tubo duplo.

3.2.3 Montagem do misturador estático ME

Para a montagem do misturador estático ME, foram utilizadas esferas de aço de 9,0 mm, provenientes do rolamento dianteiro do automóvel *Nissan Grand Livina*®. Foi utilizada também uma haste de aço inox com diâmetro de 2,0 mm, para fixação das esferas. Através do comprimento do tubo interno do trocador de calor, do diâmetro de cada esfera e do espaçamento entre suas extremidades, foi possível calcular a quantidade de esferas que seriam utilizadas. As 31 esferas foram desgastadas em cerca de 1,0 mm, com o auxílio de um esmeril (figura 3.29).



Figura 3.29 – Esmeril utilizado para entalhe das esferas.

O entalhe de 1,0 mm na extremidade da esfera permitiu a otimização do encaixe no interior do tubo interno do trocador e maior aderência da solda na haste de aço inox (figura 3.30).

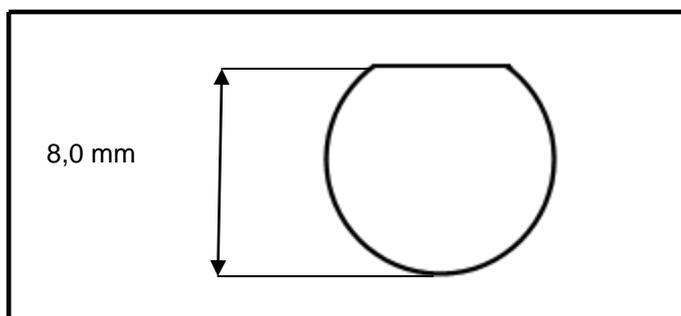


Figura 3.30 – Desenho do entalhe de 1,0 mm da esfera.

Foi construído um gabarito em acrílico para o posicionamento das esferas na haste de aço inox com ângulos isométricos intercalados (figura 3.31). A haste foi fixada em uma morsa, as esferas foram acopladas inicialmente com cola e posteriormente ligadas com solda elétrica. As esferas foram dispostas com espaçamento de 20,04 mm entre as suas extremidades e ângulo de 120°, formando uma espécie de helicóide, para promover turbulência no interior do tubo.

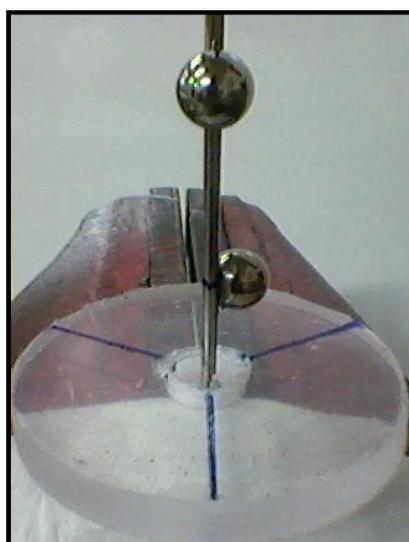


Figura 3.31– Detalhe do gabarito utilizado e ângulo de disposição das esferas na haste de aço inox.

A figura 3.32 representa o misturador estático ME.



Figura 3.32– Misturador estático ME.

3.2.4. Método para obtenção da solução de açúcar 60% em massa.

Foram preparados 32 litros de solução de açúcar a 60% em massa e colocado em um tanque com agitador mecânico (figura 3.33). Após a homogeneização, a solução apresentou aspecto de um xarope grosso e amarelado, que são as características das soluções transportadas nas indústrias açucareiras (SHREVE, 1997). Ambientou-se o interior das tubulações da unidade experimental e, adicionou-se a solução nos tanques de 18,0 L e 12,5 L, respectivamente, para ensaio de troca térmica. As características das amostras estão representadas na tabela 3.1.

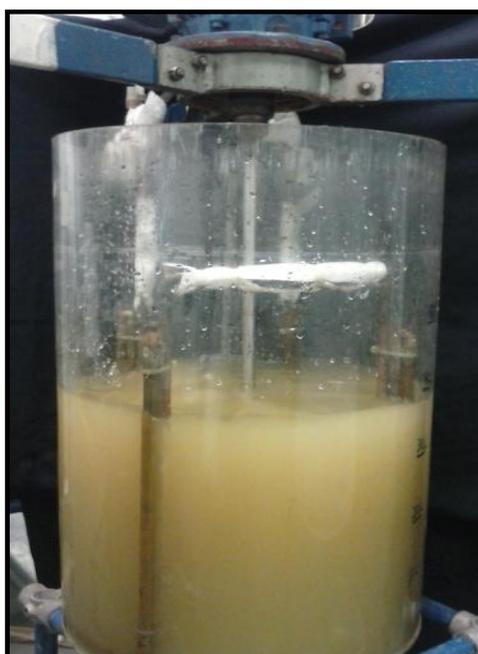


Figura. 3.33 - Solução de açúcar a 60% sendo homogeneizada em tanque com impulsor mecânico (Laboratório de operações unitárias da UNISANTA).

3.2.5 Métodos para obtenção das propriedades físicas da solução de açúcar 60% em massa.

3.2.5.1 Determinação da viscosidade Engler

Para determinação da viscosidade foi necessário primeiramente homogeneizar a amostra e depois filtrar em peneira de 0,297 mm para um Becker. Foi tampado o orifício do viscosímetro com a haste e adicionado a amostra filtrada para o interior do vaso, até atingir exatamente o ponto de nivelamento do mesmo. Foi regulado o banho do viscosímetro na temperatura de $50^{\circ}\text{C} \pm 5^{\circ}\text{C}$ para determinação da viscosidade. Tampou-se o viscosímetro de modo que a haste de vedação e o termômetro ficassem na posição correta. Agitou-se a amostra no vaso do viscosímetro através de movimentos semicirculares, com auxílio do termômetro. Quando a amostra atingiu a temperatura desejada, simultaneamente suspendeu-se a haste de vedação e acionou-se o cronômetro. Deixou-se a amostra escoar no centro do frasco, de modo que não escorresse na parede. No momento em que a amostra atingiu a marca de 60 ml do frasco, travou-se o cronômetro e anotou-se o tempo gasto.

Nota - O ensaio de viscosidade deve ser considerado normal se o fluxo da amostra for constante durante o escoamento. Calculou-se a viscosidade através da equação 22:

$$\text{Viscosidade ENGLER} = \frac{\text{Tempo (s) para fluir 60 ml de amostra}}{\text{Fator (13,52)}} \quad (22)$$

3.2.5.2 Determinação da densidade

a) Obtenção por balão volumétrico

Foi pesado em balança semi-analítica um balão volumétrico de 100 ml com tampa e anotado a massa como m_1 . Foi anotada a temperatura ambiente no local de ensaio como t . Com o auxílio de um funil de vidro, adicionou-se a amostra no balão volumétrico até atingir o menisco. Pesou-se o balão contendo

a amostra em balança semi-analítica e anotou-se o valor como m_2 ; Foi calculado a massa específica observada e a massa específica através das equações 23 e 24:

$$\rho = \frac{(m_2 - m_1)}{v} \quad (23)$$

$$\rho_{20} = \frac{\mu}{1 - [23 \times 10^{-6}(t - 20) - 2 \times 10^{-9}(t - 20)^2]} \quad (24)$$

Sendo:

ρ a massa específica observada na temperatura ambiente (g/cm^3);

ρ_{20} a massa específica a 20 °C (g/cm^3);

t a temperatura ambiente.

b) Obtenção por densímetro

Para determinação da densidade foi necessário primeiramente homogeneizar a amostra e depois transferi-la para a proveta, com cuidado para evitar a formação de bolhas. Tanto a amostra quanto a proveta devem estar à temperatura ambiente.

Nota 1: a proveta empregada tinha um diâmetro mínimo 2,5 centímetros maior que o diâmetro do densímetro;

Nota 2: o volume da amostra foi suficiente para que o densímetro se mantivesse a uma distância mínima de 2,5 centímetros do fundo da proveta; Foram removidas as bolhas da superfície, tocando-as com um papel de filtro limpo; Para eliminar as bolhas no interior da amostra, esta foi deixada em repouso por alguns minutos. Posicionou-se a proveta em uma superfície plana, em local livre de correntes de ar, e com variações de temperatura abaixo de 2°C; Mergulhou-se o densímetro na proveta contendo a amostra e soltou-se o mesmo girando-o e buscando uma posição de equilíbrio, tomando-se cuidado para que o mesmo não encostasse às paredes internas da proveta.

Certificou-se que o densímetro encontrava-se em repouso e posicionaram-se os olhos ligeiramente abaixo da linha da superfície e lentamente levantou-se, até que se obteve a superfície inicialmente vista como uma elipse, tornar-se uma linha cortando a escala do densímetro. Realizou-se a leitura da escala de acordo com a figura 3.34.

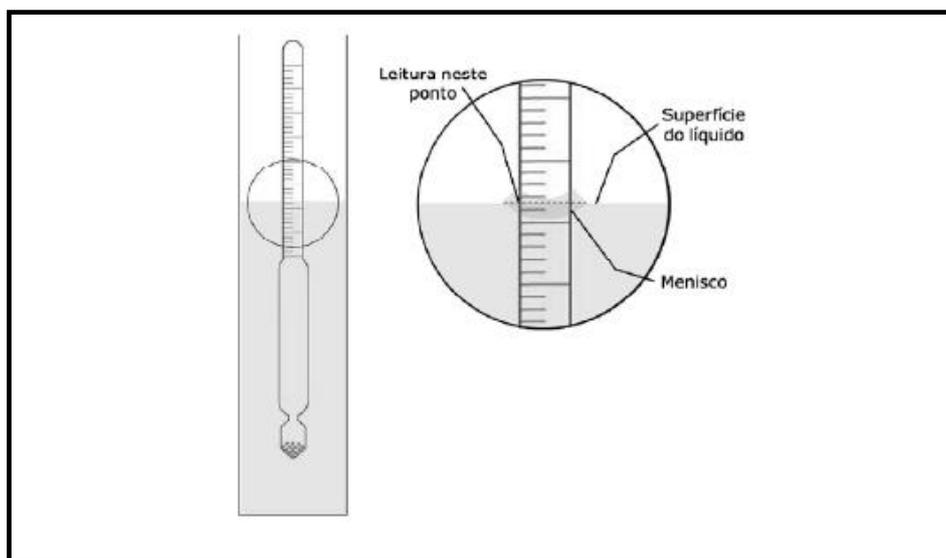


Figura 3.34 - Leitura da escala para líquidos transparentes ou translúcidos.

Nota 3: Ao realizar a leitura da escala em líquidos escuros ou opacos, a leitura foi realizada ligeiramente acima do ponto real onde o menisco corta a escala, introduzindo um erro. Este erro foi levado em consideração no cálculo da incerteza, porém de acordo com a tabela de correção do menisco contida na norma de referência, esta correção foi desprezível para resolução dos densímetros utilizados no laboratório.

Calculou-se a massa específica através da equação 25:

$$\rho_{20} = \frac{\rho}{1 - [23 \times 10^{-6}(t-20) - 2 \times 10^{-9}(t-20)^2]} \quad (25)$$

Sendo:

- ρ a massa específica observada na temperatura ambiente (g/cm^3);
- ρ_{20} a massa específica a $20\text{ }^\circ\text{C}$ (g/cm^3) e
- T a temperatura ambiente.

3.2.6 Calibração da calha Parshall

No primeiro ensaio foi realizada a calibração da calha Parshall. Coletou-se a massa da água à jusante da calha e cronometrando o tempo, obteve-se a vazão mássica. Convertendo-a para vazão volumétrica e verificando a altura do nível do fluido na calha Parshall (figura 3.35), construiu-se o gráfico (Figura 3.36) para o desenvolvimento da equação empírica (equação 26), considerando como base a equação geral da reta (equação 28).

$$Q = b \cdot H^a \quad (26)$$

$$\ln Q = \ln b + a \cdot \ln H \quad (27)$$

Que é a equação de uma reta

$$y = w + ax \quad (28)$$

Sendo:

Q a vazão volumétrica, l/h

b uma constante, adimensional

H altura do líquido na calha, no trecho convergente a 2/3 do início da garganta, mm

y o $\ln Q$, adimensional;

a o coeficiente angular, adimensional;

x o $\ln H$, adimensional e

W o $\ln b$, adimensional.



Figura 3.35—Altura do nível do fluido na calha Parshall.

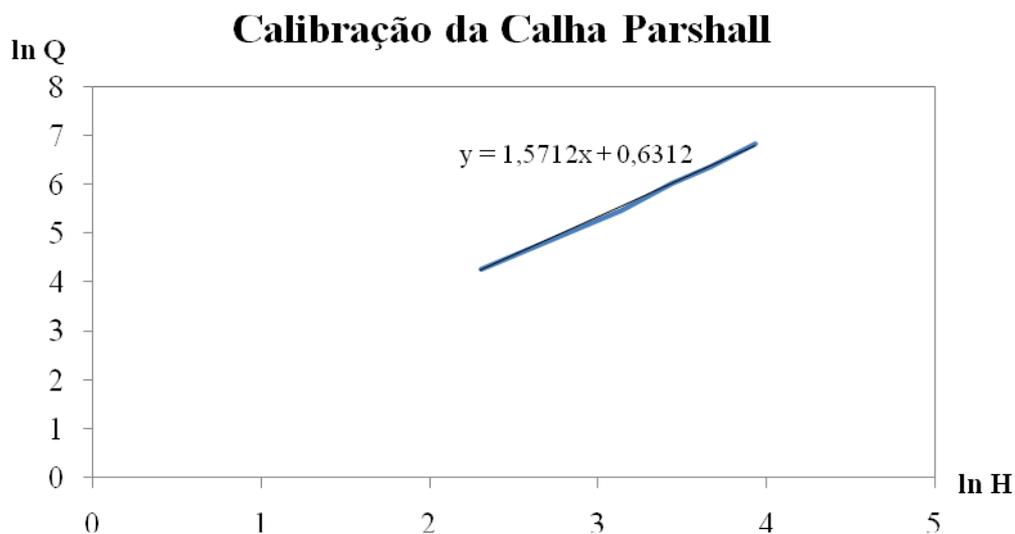


Figura 3.36 – Calibração da Calha Parshall para o desenvolvimento da equação empírica, considerando como base a equação geral da reta.

Através da figura 3.36 obteve-se a equação 29.

$$y = 1,5712x + 0,6312 \quad (29)$$

Com os dados obtidos na equação 29, chegou-se ao valor da vazão volumétrica através da equação 26.

3.2.7 Método para obtenção dos dados experimentais.

Para se determinar a eficiência da troca térmica do trocador de calor utilizando misturadores estáticos, bem como suas respectivas perdas de carga, foram realizados vinte e quatro ensaios na unidade experimental, em duplicata. Os experimentos eram alternados, de acordo com a solução de água e açúcar,

com misturadores estáticos e sem misturador, de acordo com a ordem disposta pelo software *Minitab*®.

Com os resultados dos desníveis apresentados no piezômetro, foi possível determinar a perda de carga dos misturadores estáticos nas variadas situações.

Os ensaios foram realizados nas seguintes condições: a temperatura do fluido frio (água) foi controlada de acordo com a vazão de entrada da mesma, indicada no rotâmetro em função da altura do nível do fluido quente na Calha Parshall. Estes valores foram adotados iguais para todos os ensaios para que assim fosse possível realizar comparações nos resultados e nas discussões, sendo que as temperaturas de entrada do fluido frio e fluido quente foram fixadas em 25 °C e 45°C, respectivamente.

As vazões mássicas foram calculadas através da massa em função do tempo, utilizando um recipiente para determinar a massa e dois cronômetros para obter o tempo, para diminuição da margem de erro.

Os misturadores estáticos utilizados foram do tipo LPD de 12 módulos, MH (inovação) e ME (inovação).

Através das variações de temperaturas (fluido quente) observadas através dos termopares juntamente com as vazões mássicas coletadas em cada experimento para cada ponto de análise, foi possível calcular o balanço de energia através da equação 16. Em seguida calculou-se a média logarítmica das diferenças de temperaturas dos fluidos quente e frio (LMDT) através da equação 19.

A área de troca térmica foi calculada através da equação 20, sendo o comprimento total da área submersa do trocador. Assim, com a quantidade de calor obtida, junto com o LMTD, a área de troca térmica e o coeficiente global de transferência de calor foram calculados através da equação 18, para cada experimento e cada ponto de análise.

Já com a equação 21, pode-se calcular o número de Reynolds (adimensional), utilizando dados das Tabelas 3.3 e 3.4, as quais representam viscosidade e densidade, respectivamente.

Tabela 3.3 – Viscosidade em função da temperatura para diferentes concentrações mássicas de açúcar.

T (°C)	μ - viscosidade (cP)			
	100% água	20%	40%	60%
0	1,792	3,818	14,82	-
5	1,519	3,166	11,6	-
10	1,308	2,662	9,83	113,9
15	1,134	2,275	7,496	74,9
20	1,007	1,967	6,223	56,7
25	0,897	1,71	5,206	44,02
30	0,817	1,51	4,398	34,01
35	0,727	1,336	3,776	26,62
40	0,661	1,197	3,261	21,3
45	0,605	1,074	2,858	17,24
50	0,556	0,974	2,506	14,06
55	0,513	0,887	2,227	11,71
60	0,474	0,811	1,989	9,87

Fonte: Perry(2007).

Tabela 3.4 – Densidade da água e do açúcar.

Solução	μ - densidade (kg/m ³)
Água	988,062
Açúcar	1588,000

Fonte: Perry (2007).

Para o cálculo da quantidade de calor (q), representada pela equação 17, considerou-se 100% de troca térmica entre os fluido quente e frio, ou seja, não houve perda de calor, esta consideração deve-se ao fato das porcentagens médias das temperaturas de entrada e saída de ambos fluidos serem semelhantes.

Com os resultados dos desníveis apresentados no piezômetro, foi possível determinar a perda de carga dos misturadores estáticos nas variadas situações.

CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 - Ensaios experimentais de troca térmica e perda de carga.

A utilização da técnica DOE (“Design of experiments”) permitiu o planejamento dos experimentos, bem como a ordem dos mesmos. Para a modelagem das equações de interações e efeitos, foi utilizado o software *Minitab*®. As variáveis de entrada apresentam o formato 3 x 4 x 2 (três vazões de trabalho - adotadas de acordo com a limitação da unidade experimental, quatro tipos de misturadores estáticos e duas concentrações).

A tabela 4.1 apresenta as variáveis de entrada e seus respectivos níveis:

Tabela 4.1 – Variáveis de entrada e seus respectivos níveis.

Variáveis de entrada	Nível 1	Nível 2	Nível 3	Nível 4
Vazão de trabalho*	Maior	Intermediária	Menor	-
SM	Sem Misturador	Tipo LPD	MH	ME
Concentração	0 %	60 %	-	-

Ensaios experimentais de troca térmica foram realizados em circuito fechado com água destilada e também com uma solução de açúcar a 60% em massa, com o objetivo de se estudar o efeito da viscosidade na eficiência de troca térmica. Os ensaios foram realizados de forma alternada sem misturador e com os misturadores tipo LPD, MH e ME.

As tabelas de 4.2 a 4.9 apresentam os valores obtidos no experimento.

Tabela 4.2– Dados experimentais realizados sem misturador estático com 100% de água.

Vazão (Kg/s)	Calor (W) ($q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$)	ΔP (m)	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
0,1915	1282,67	0,094	1386,943250
0,1046	1050,78	0,029	1123,659620
0,0551	853,56	0,010	886,878854

Tabela 4.3 – Dados experimentais realizados sem misturador estático com 60% açúcar.

Vazão (Kg/s)	Calor (W) ($q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$)	ΔP (m)	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
0,2382	1557,78	0,130	1371,984110
0,1064	1127,02	0,060	1072,849300
0,0615	708,40	0,035	724,866592

Tabela 4.4 – Dados experimentais realizados com misturador estático tipo LPD com 100% água.

Vazão (Kg/s)	Calor (W) ($q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$)	ΔP (m)	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
0,2148	1888,22	0,346	2140,170070
0,1062	1333,66	0,099	1246,598640
0,0572	814,09	0,038	820,366047

Tabela 4.5 – Dados experimentais realizados com misturador estático tipo LPD com 60% açúcar.

Vazão (Kg/s)	Calor (W) ($q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$)	ΔP (m)	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
0,2429	2949,78	0,311	2891,753000
0,1075	1473,38	0,224	1637,952060
0,0520	956,21	0,190	1146,528540

Tabela 4.6 – Dados experimentais realizados com misturador estático tipo MH com 100% água.

Vazão (Kg/s)	Calor (W) ($q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$)	ΔP (m)	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
0,2110	2473,09	0,330	2331,955560
0,1077	1262,33	0,266	1242,611240
0,0618	801,95	0,089	838,388821

Tabela 4.7 – Dados experimentais realizados com misturador estático tipo MH com 60% açúcar.

Vazão (Kg/s)	Calor (W) ($q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$)	ΔP (m)	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
0,2023	2394,17	0,513	2751,987100
0,1035	1773,57	0,305	2207,470560
0,0639	1352,79	0,225	1679,872740

Tabela 4.8 – Dados experimentais realizados com misturador estático tipo ME com 100% água.

Vazão (Kg/s)	Calor (W) ($q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$)	ΔP (m)	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
0,1835	998,81	0,360	905,836100
0,0897	863,89	0,120	792,155950
0,0619	855,67	0,045	820,679607

Tabela 4.9 – Dados experimentais realizados com misturador estático tipo ME com 60% açúcar.

Vazão (Kg/s)	Calor (W) ($q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$)	ΔP (m)	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
0,1926	2099,83	0,715	2572,721900
0,1153	2082,35	0,515	2557,861490
0,0627	1249,24	0,350	1277,929310

4.2 – Indicadores de coeficiente global de troca térmica “U”.

A turbulência é um fenômeno que favorece o aumento de troca térmica porque provoca aumento significativo do número de Reynolds (Re). Algumas técnicas estão sendo aplicadas com o intuito de se automatizar a determinação de Re, como por exemplo, o uso de extensômetro em tubo circular, tanques e vasos de pressão (SANTOS & TAVARES, 2014).

A figura 4.1 confirma este conceito. Nos ensaios realizados com as duas vazões menores, não houve aumento significativo de troca térmica para todos os tipos de trocador (inclusive sem misturador). Já nos ensaios realizados com a vazão maior, os misturadores estáticos tipo LPD e MH apresentaram maiores coeficientes globais de troca térmica, comprovando suas maiores eficiências energéticas, comparando-os com os demais tipos de misturadores deste experimento. De acordo com Akran et al., 2014, misturadores estáticos são utilizados em trocadores de calor para resfriamento de processos de fabricação de fibra, devido ao aumento de eficiência de troca térmica que estes dispositivos provocam. Os misturadores estáticos tipo LPD apresentam a característica de baixa perda de carga (a origem do seu nome é do inglês *Low Pressure Drop*) e devido ao formato dos elementos geométricos, promovem maior eficiência de troca térmica no interior de tubulações (TAVARES & SANTOS, 2014).

A figura 4.1 apresenta as interações dos variados tipos de SM, vazão e U.

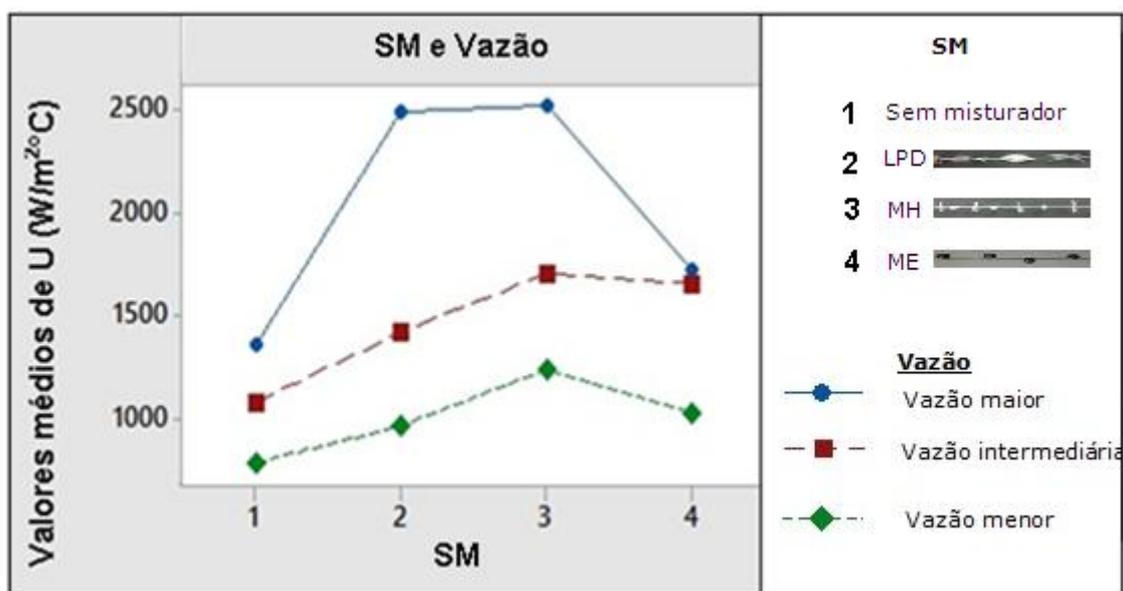


Figura 4.1 – Interações entre as variáveis de entrada: U em função de SM e vazão de trabalho.

De acordo com a figura 4.2, com o aumento da viscosidade (concentração de açúcar), houve os seguintes aumentos de U:

Tabela 4.9 – Aumento de U em função da concentração.

SM	Aumento de U (W/m²°C) em função da concentração
Sem misturador	-
Tipo LP	490
MH	742
ME	1296

As principais interações entre as variáveis de entrada em relação ao coeficiente global de troca térmica “U” são mostradas nas figuras 4.2 a 4.4.

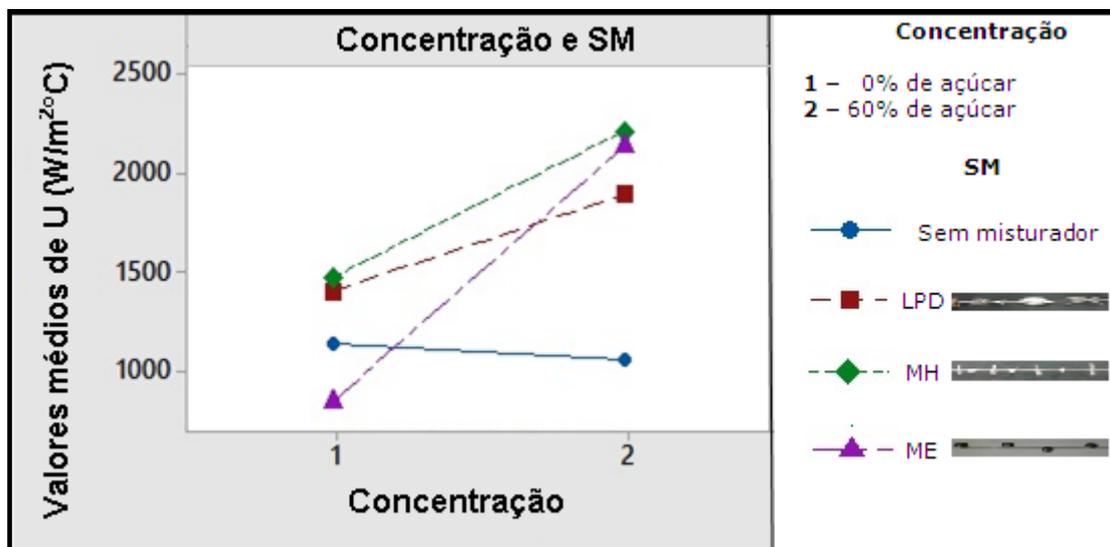


Figura 4.2 – Interações entre as variáveis de entrada: U em função da concentração e SM.

A figura 4.3 apresenta as interações de concentração, vazão e U, confirmando a teoria de que, quanto maior a vazão de trabalho e quanto maior a concentração de açúcar (maior viscosidade do fluido), maior o coeficiente global de troca térmica.

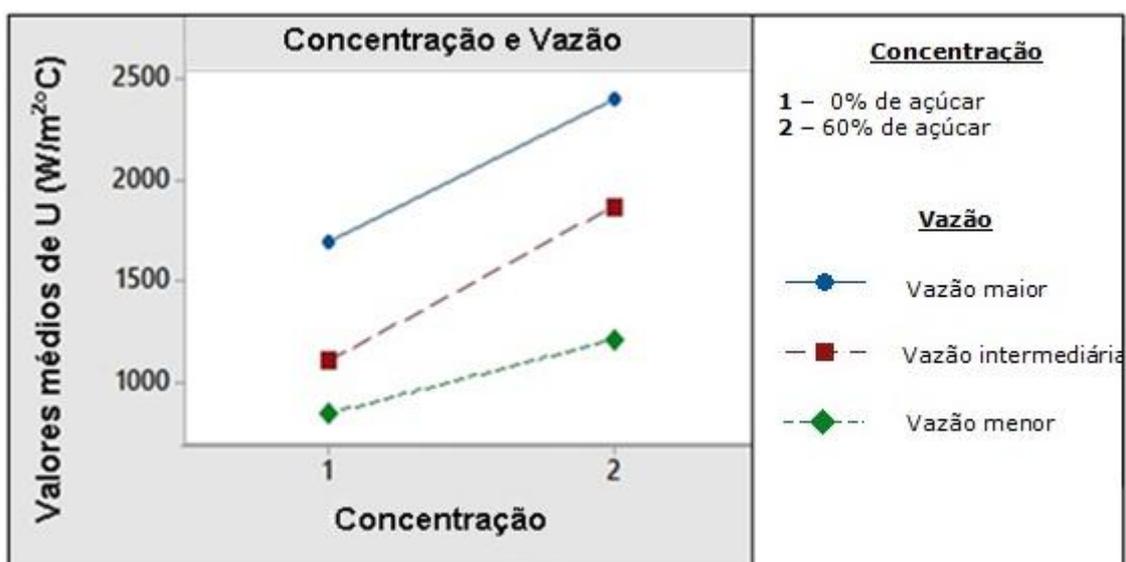


Figura 4.3 – Interações entre as variáveis de entrada: U em função da concentração e vazão de trabalho.

À medida que se aumenta a viscosidade (concentração de açúcar na solução), há o aumento do coeficiente global de troca térmica, com maiores efeitos quando se utiliza misturadores estáticos no interior de um trocador de calor (TAVARES et al., 2012) , (BOR, 1971).

O gráfico da figura 4.4 mostra os principais efeitos das variáveis de entrada (concentração, tipo de misturador e vazão de trabalho) em relação ao coeficiente global de troca térmica “U” em $W/m^2\text{°C}$.

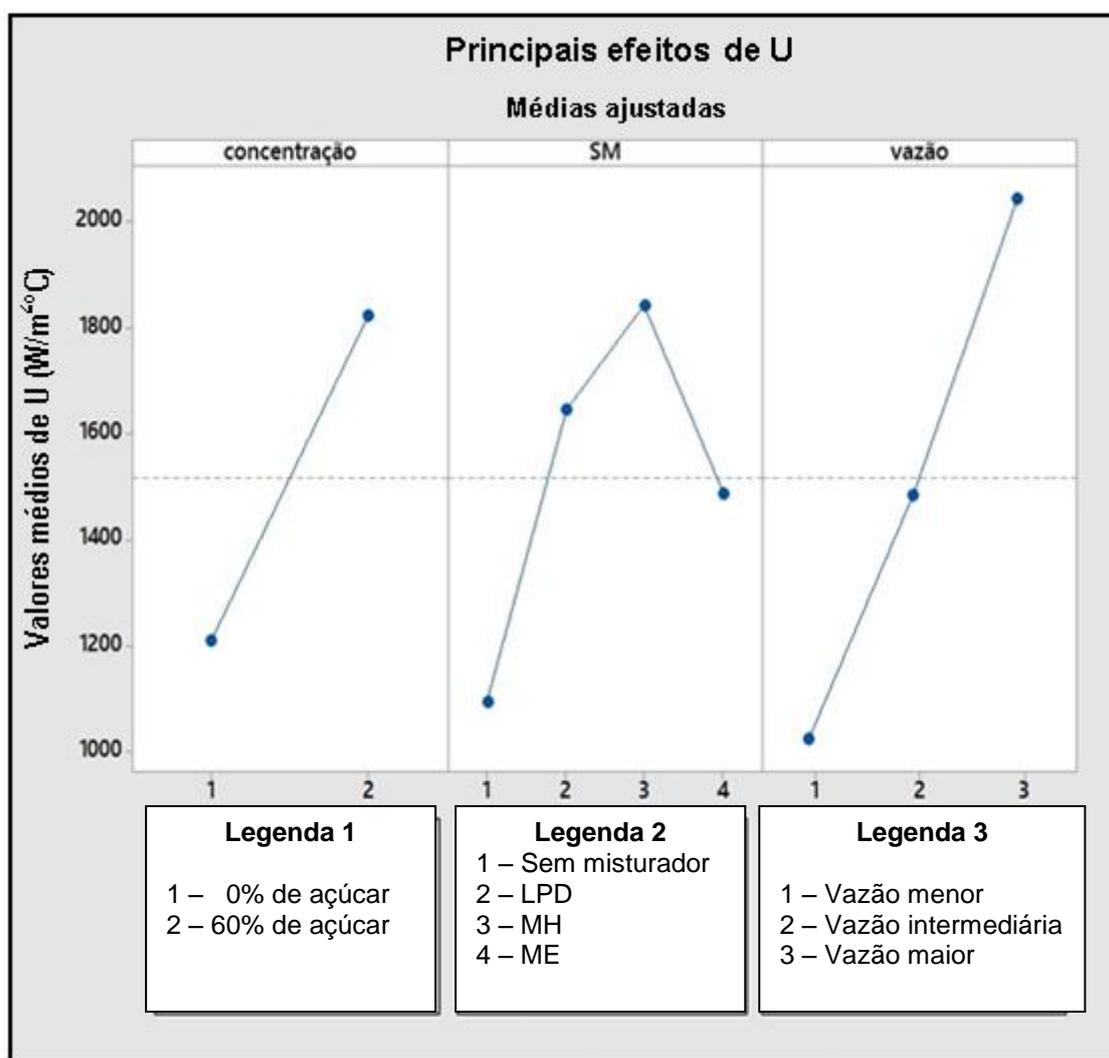


Figura 4.4 – Principais efeitos médios para “U”.

É possível observar que quanto maior a concentração do fluido no interior do trocador de calor, maior é o coeficiente de global de troca térmica “U”. De acordo com Edward (1998), a viscosidade é muito mais sensível à temperatura do que algumas das outras propriedades físicas. Pode-se analisar

a curva de U em relação aos misturadores estáticos e interpretar da seguinte forma: nos ensaios realizados sem misturador estático no interior do trocador de calor, obteve-se U médio de 1095 W/m²°C (valor médio dos resultados dos ensaios realizados com as duas viscosidades), nos ensaios realizados com o misturador estático tipo LPD, obteve-se U médio de 1647 W/m²°C, com o misturador estático tipo MH, obteve-se U médio de 1842 W/m²°C e nos ensaios realizados com o misturador estático tipo ME, obteve-se U médio de 1488 W/m²°C.

As figuras 4.5 a 4.8 apresentam as curvas de probabilidade normal, dispersão de valores ajustados, distribuição normal e frequência observada, utilizando o modelo linear (equação 30), calculado pelo *minitab*®.

$$U_1 = 1517,9 - 306,6 (C_1 - C_2) - 423 SM_1 + 129 SM_2 + 324 SM_3 - 30 SM_4 + 526 V_1 - 33 V_2 - 493 V_3 \quad (30)$$

Em que:

U é o coeficiente global de troca térmica;

C são as concentrações de açúcar;

SM são os misturadores estáticos e

V são as vazões de trabalho.

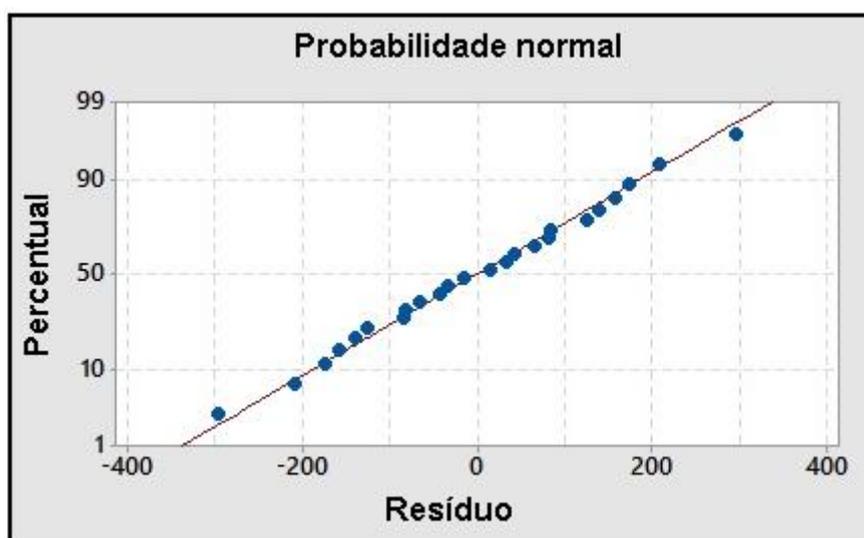


Figura 4.5 – Probabilidade normal para modelo linear de U.

Com o modelo linear apresentado pela equação 30, os resultados se distribuem com tendência de formação de senóide (figura 4.6) e não apresentam bons ajustes a distribuição normal (Figura 4.7), indicando que não é o modelo mais apropriado.

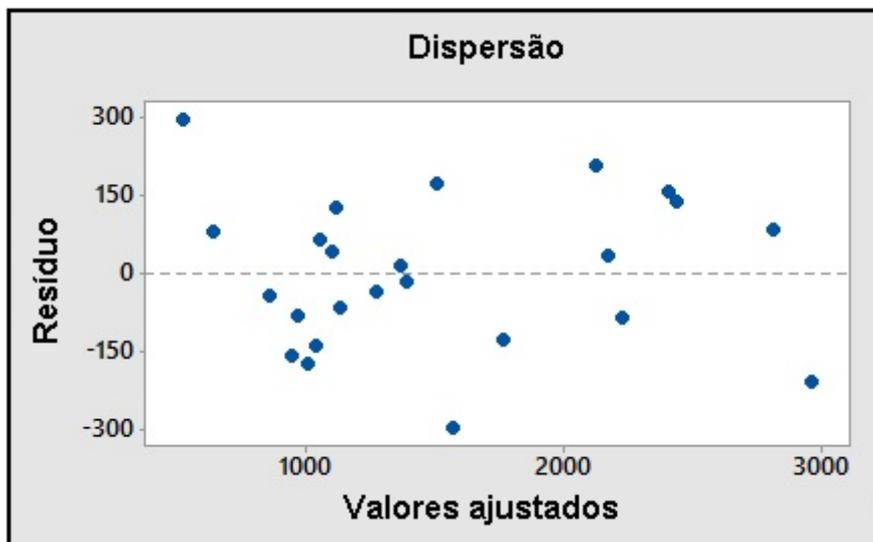


Figura 4.6 – Dispersão de valores ajustados para modelo linear de U.

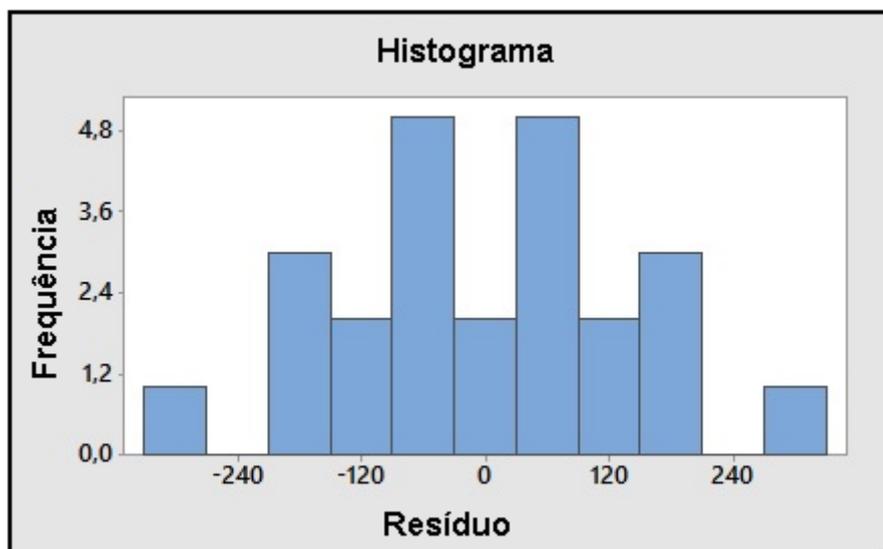


Figura 4.7 – Histograma de distribuição normal para modelo linear de U.

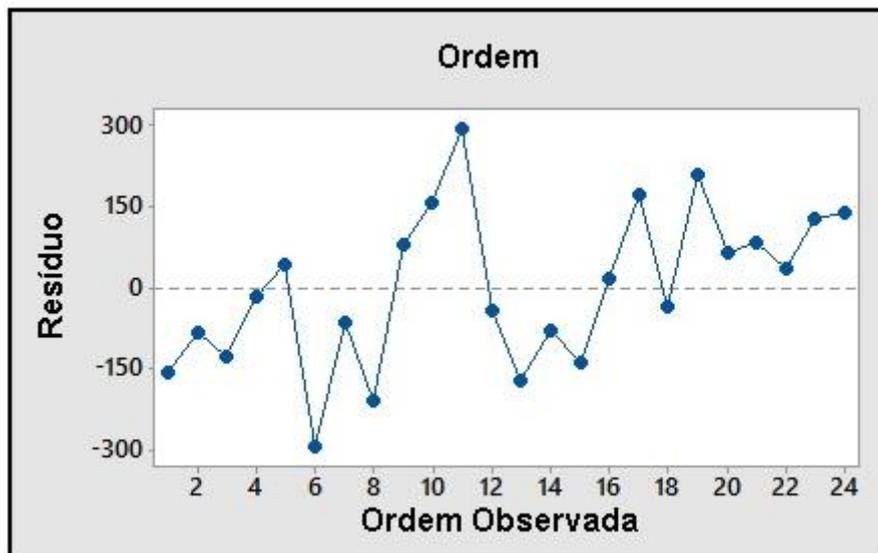


Figura 4.8 – Ordem observada para modelo linear de U.

A figuras 4.9 a 4.12 apresentam as curvas de probabilidade normal, dispersão de valores ajustados, distribuição normal e ordem observada, utilizando o modelo não linear (equação 31), calculado pelo *minitab*®.

$$\begin{aligned}
 U_1 = & 1517,9 - 306,6 (C_1 - C_2) - 423 SM_1 + 129 SM_2 + 324 SM_3 - 30 SM_4 \\
 & + 526,3 V_1 - 32,8 V_2 - 493,5 V_3 + 345 C*SM_1 1 + 62 C*SM_1 2 - 64 C*SM_1 3 - \\
 & 342 C*SM_1 4 - 345 C*SM_2 1 - 62 C*SM_2 2 + 64 C*SM_2 3 + 342 C *SM_2 4 - \\
 & 46,4 C*V_1 1 - 77,3 C*V_1 2 + 123,7 C *V_1 3 + 46,4 C*V_2 1 + 77,3 C *V_2 2 - \\
 & 123,7 C*V_2 3 - 241 SM*V_1 1 + 36 SM*V_1 2 + 205 SM*V_1 3 + 342 SM*V_2 1 - \\
 & 172 SM*V_2 2 - 170 SM*V_2 3 + 174 SM*V_3 1 - 84 SM*V_3 2 - 89 SM*V_3 3 - \\
 & 275 SM*V_4 1 + 220 SM*V_4 2 + 55 SM*V_4 3
 \end{aligned}
 \tag{31}$$

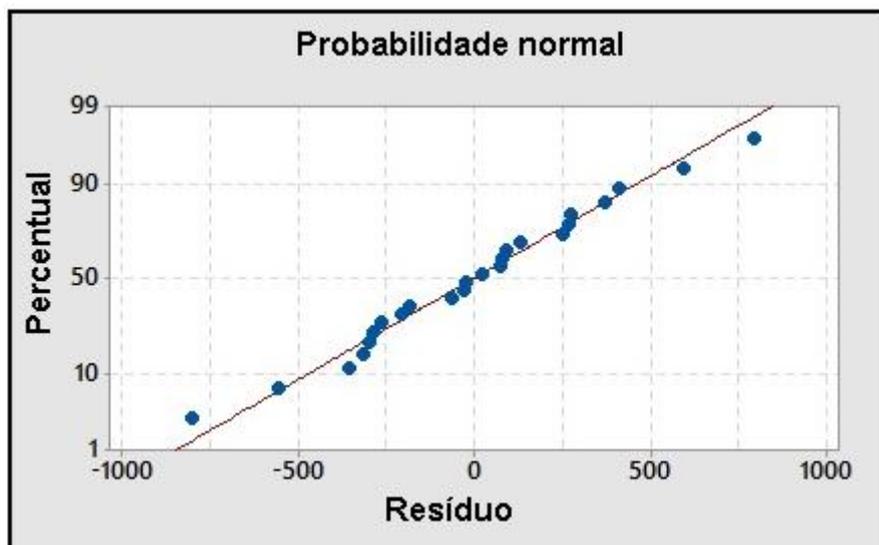


Figura 4.9– Probabilidade normal para modelo não linear de U.

Com o modelo não linear apresentado pela equação 31, os resultados se distribuem sem tendência de formação de senóide (figura 4.10) e apresentam bons ajustes a distribuição normal (Figura 4.11), indicando que este é o modelo mais apropriado.

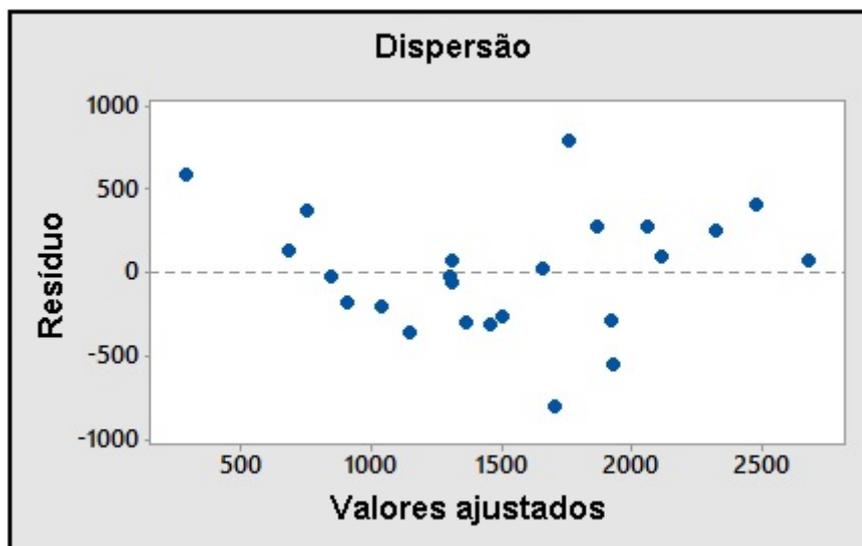


Figura 4.10 – Dispersão de valores ajustados para modelo não linear de U.

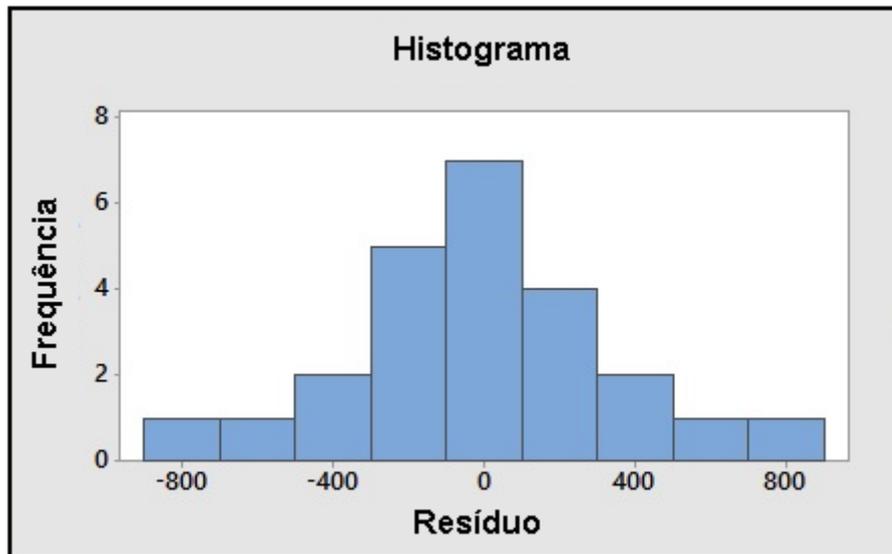


Figura 4.11 – Histograma de distribuição normal para modelo não linear de U.

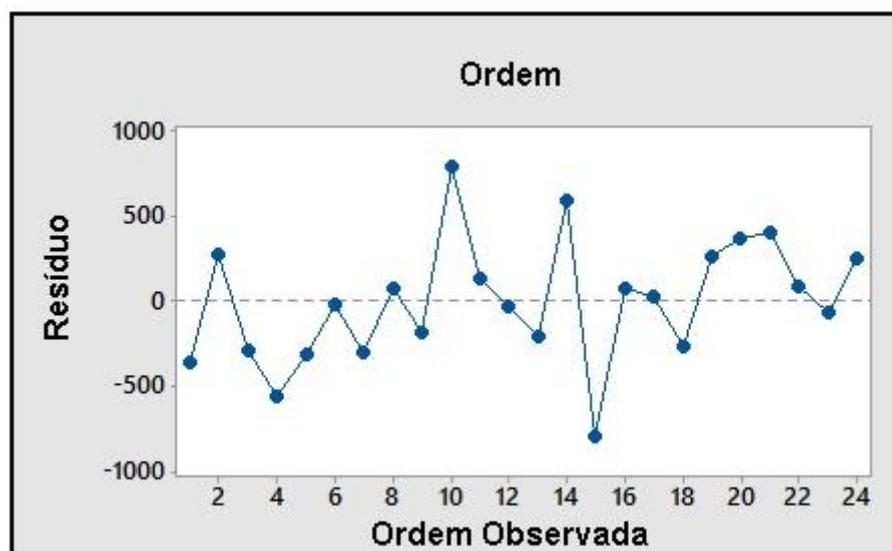


Figura 4.12 – Ordem observada para modelo não linear de U.

4.3 – Indicadores de perda de carga

Dispositivos de mistura como misturadores estáticos provocam aumento da perda de carga, de acordo com Middleman (1974). A figura 4.13 apresenta as interações dos variados tipos de SM, vazão e perda de carga. De uma visão diferente, confirma o conceito da vazão de trabalho em função da perda de carga. A curva ascendente de menor para maior perda de carga, os misturadores estáticos seguem esta ordem: sem misturador, LPD, MH e ME.

As principais interações entre as variáveis de entrada em relação à perda de carga, são mostradas nas figuras 4.13 a 4.15.

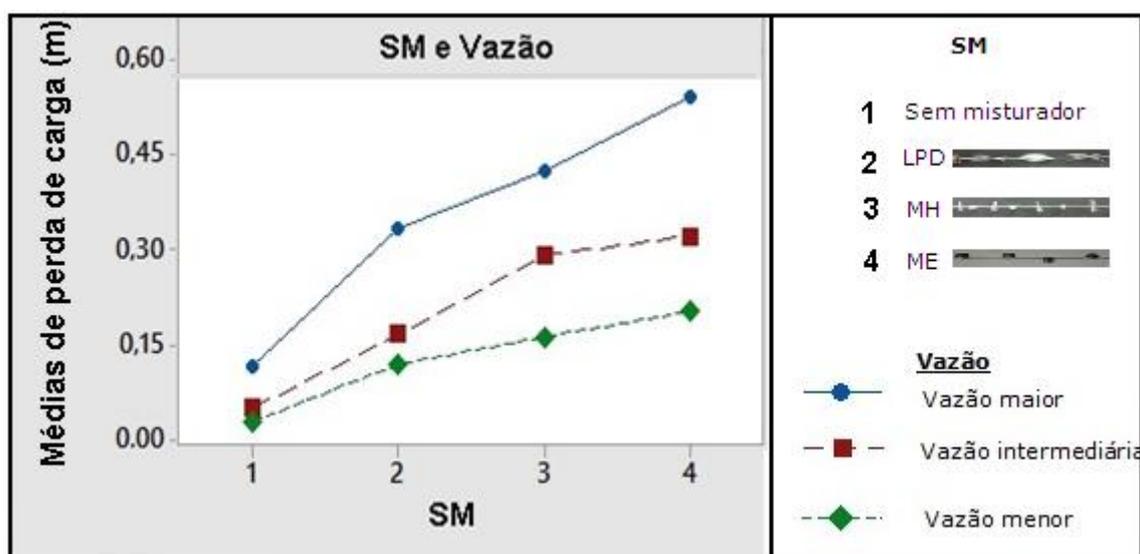


Figura 4.13 – Interações entre as variáveis: perda de carga em função de SM e Vazão de trabalho.

De acordo com a figura 4.14, com o aumento da concentração de açúcar (viscosidade), houve os aumentos da perda de carga conforme apresentado na tabela 4.10:

Tabela 4.10 – Aumento da perda de carga em função da concentração.

SM	Aumento de perda de carga (m) em função da concentração
Sem misturador	0,03
Tipo LPD	0,08
MH	0,12
ME	0,36

À medida que se aumenta a concentração, aumenta-se a viscosidade. Quando se aumenta a viscosidade, em uma mesma quantidade de energia aplicada ao fluido, a vazão diminui. Quando se diminui o tempo de residência de um fluido no interior de um trocador de calor ou de um reator, aumenta-se a perda de carga conforme se observa na figura 4.14 (CHRISTIAN & MAZZOTI, 2009), (JOSHI et al., 1995).

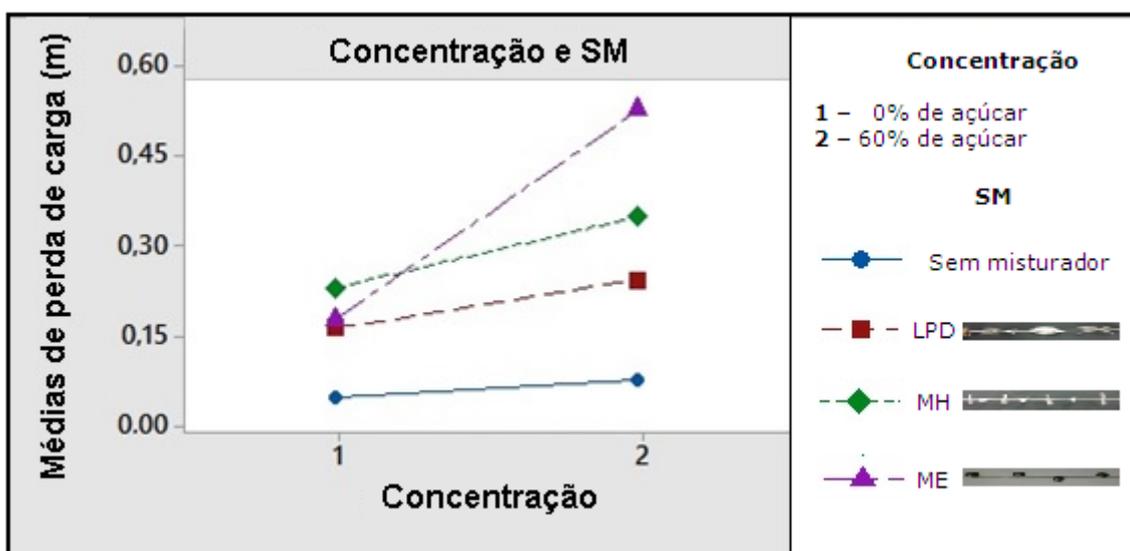


Figura 4.14 – Interações entre as variáveis: perda de carga em função da concentração e SM.

A figura 4.15 apresenta as interações de concentração, vazão e perda de carga, confirmando a teoria de que, quanto maior a vazão de trabalho, maior a perda de carga do fluido no interior do trocador de calor e quanto maior a concentração de açúcar (maior viscosidade do fluido), maior a perda de carga.

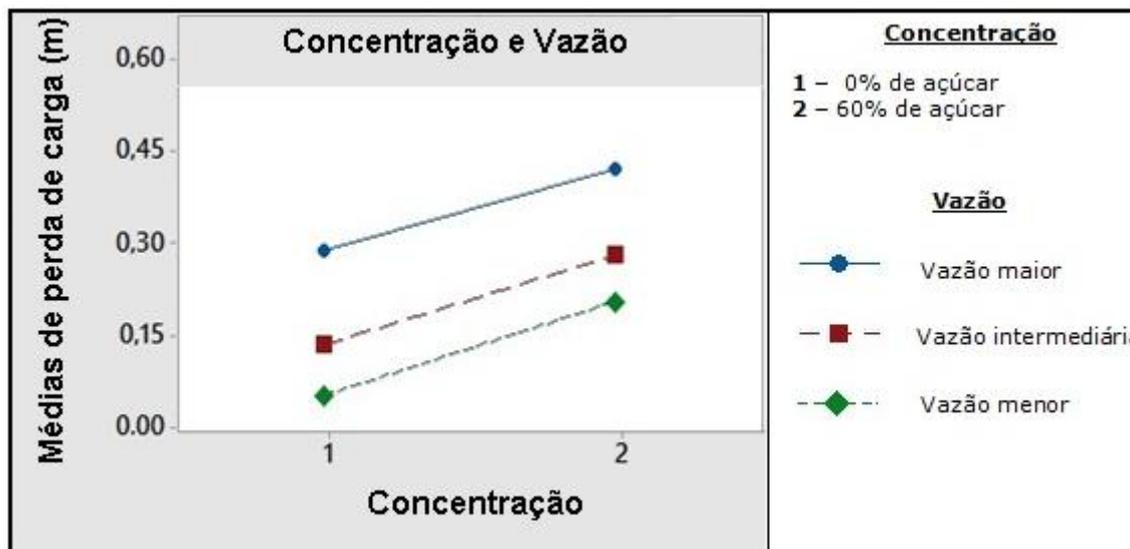


Figura 4.15 – Interações entre as variáveis: perda de carga em função da concentração e vazão de trabalho

O gráfico da figura 4.16 mostra os principais efeitos das variáveis de entrada (concentração, tipo de misturador e vazão de trabalho) em relação à perda de carga.

É possível observar que quanto maior a concentração do fluido no interior do trocador de calor, maior é a perda de carga. Pode-se constatar a curva da perda de carga em relação aos misturadores estáticos, sendo que, de forma ascendente, obedece a seguinte ordem: sem misturador, LPD, MH e ME. E ainda, quanto maior a vazão de trabalho, maior é a perda de carga do fluido no interior do trocador de calor.

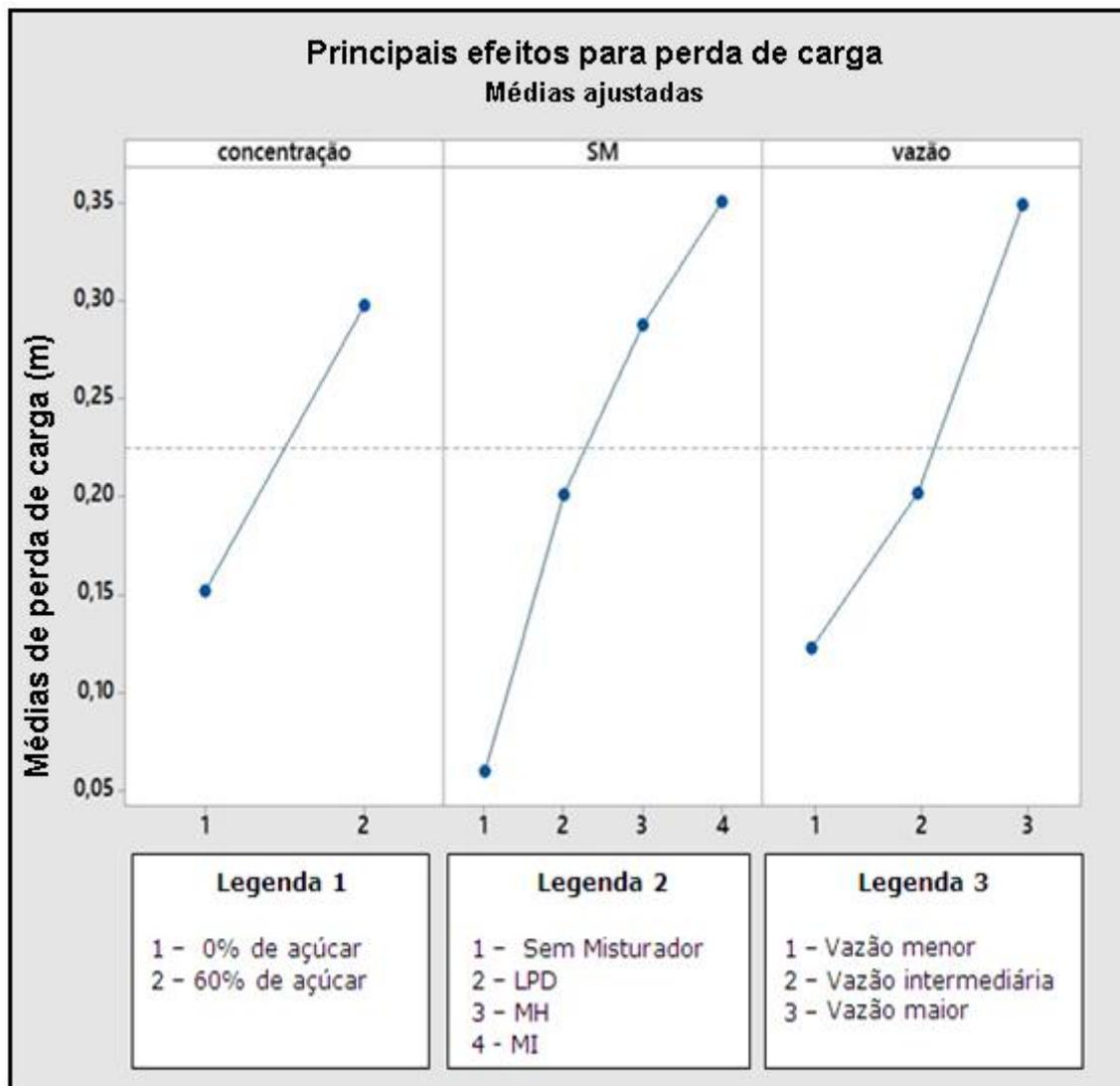


Figura 4.16 – Principais efeitos para perda de carga.

As figuras 4.17 a 4.20 apresentam as curvas de probabilidade normal, dispersão de valores ajustados, distribuição normal e frequência observada, utilizando o modelo linear (equação 32), calculado pelo *minitab*®.

$$dP_1 = 0,2250 - 0,0728 (C_1 - C_2) - 0,1653 SM_1 - 0,0236 SM_2 + 0,0630 SM_3 + 0,1259 SM_4 + 0,1249 V_1 - 0,0227 V_2 - 0,1022 V_3 \quad (32)$$

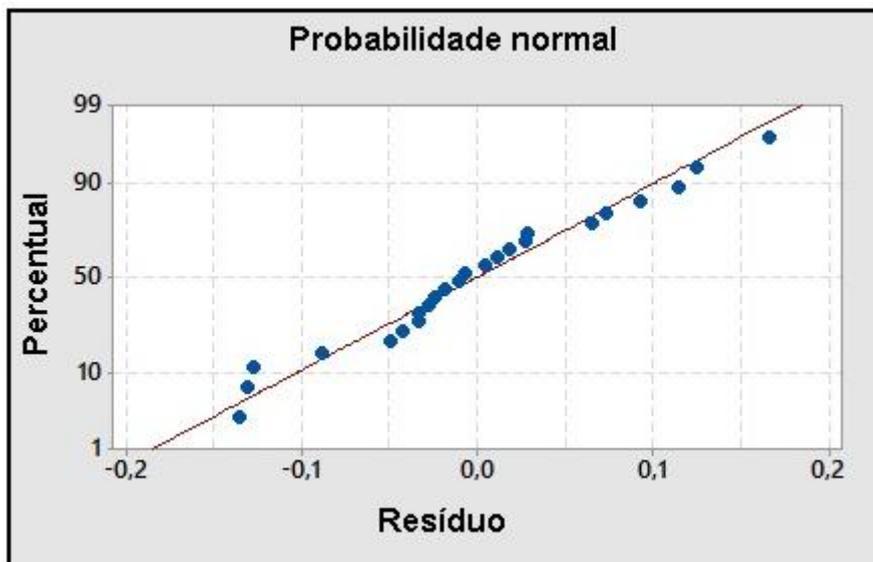


Figura 4.17 – Probabilidade normal para modelo linear de perda de carga.

Com o modelo linear apresentado pela equação 32, os resultados se distribuem com tendência de formação de senóide (figura 4.18) e não apresentam bons ajustes a distribuição normal (figura 4.19), indicando que não é o modelo mais apropriado.

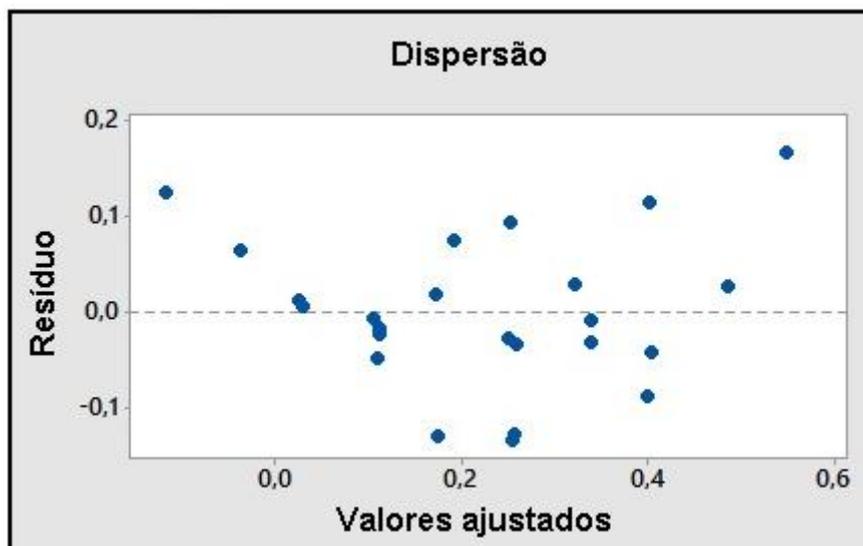


Figura 4.18 – Dispersão de valores ajustados para modelo linear de perda de carga.

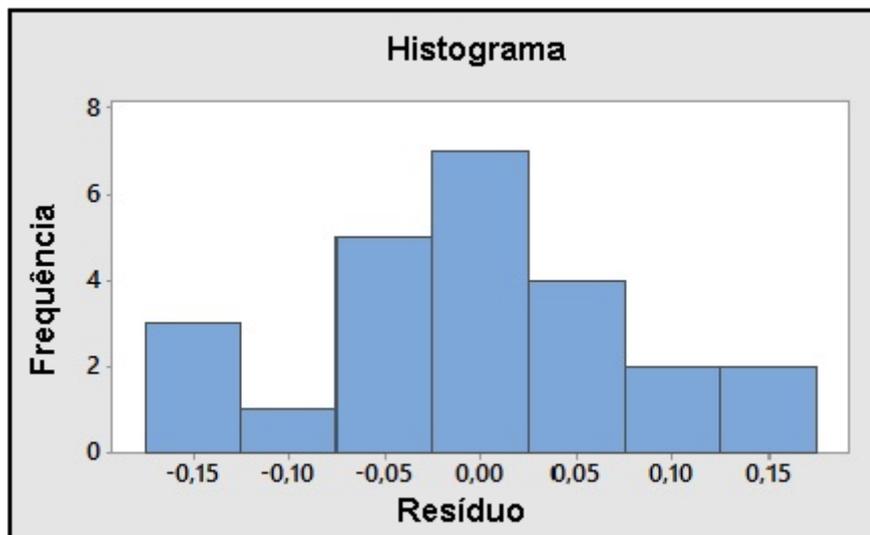


Figura 4.19 – Histograma de distribuição normal para modelo linear de perda de carga.

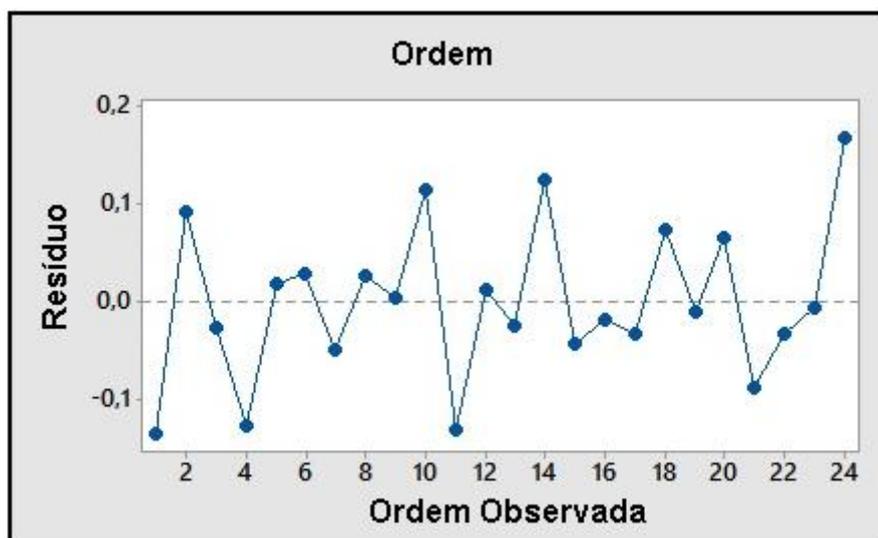


Figura 4.20 – Ordem observada para modelo linear de perda de carga.

A figuras 4.21 a 4.24 apresentam as curvas de probabilidade normal, dispersão de valores ajustados, distribuição normal e ordem observada, utilizando o modelo não linear (equação 33), calculado pelo *minitab*®.

$$\begin{aligned}
 dP_1 = & 0,2250 - 0,0728 * (C_1 - C_2) - 0,1653 SM_1 - 0,0236 SM_2 + 0,0630 SM_3 + \\
 & 0,1259 SM_4 + 0,1249 V_1 - 0,0227 V_2 - 0,1022 V_3 + 0,0575 C * SM_{1 1} + \\
 & 0,0325 C * SM_{1 2} + 0,0131 C * SM_{1 3} - 0,1030 C * SM_{1 4} - 0,0575 C * \\
 & SM_{2 1} - 0,0325 C * SM_{2 2} - 0,0131 C * SM_{2 3} + 0,1030 C * SM_{2 4} + \\
 & 0,0054 C * V_{1 1} - 0,0010 C_0 * V_{1 2} - 0,0045 C * V_{1 3} 0,0054 C * V_{2 1} + \\
 & 0,0010 C * V_{2 2} + 0,0045 C * V_{2 3} - 0,0726 SM * V_{1 1} + 0,0075 SM * \\
 & V_{1 2} + 0,0650 SM * V_{1 3} + 0,0022 SM * V_{2 1} - 0,0171 SM * V_{2 2} + \\
 & 0,0149 SM * V_{2 3} + 0,0086 SM * V_{3 1} + 0,0202 SM * V_{3 2} - 0,0288 SM * \\
 & V_{3 3} + 0,0617 SM * V_{4 1} - 0,0106 SM * V_{4 2} - 0,0511 SM * V_{4 3} \quad (33)
 \end{aligned}$$

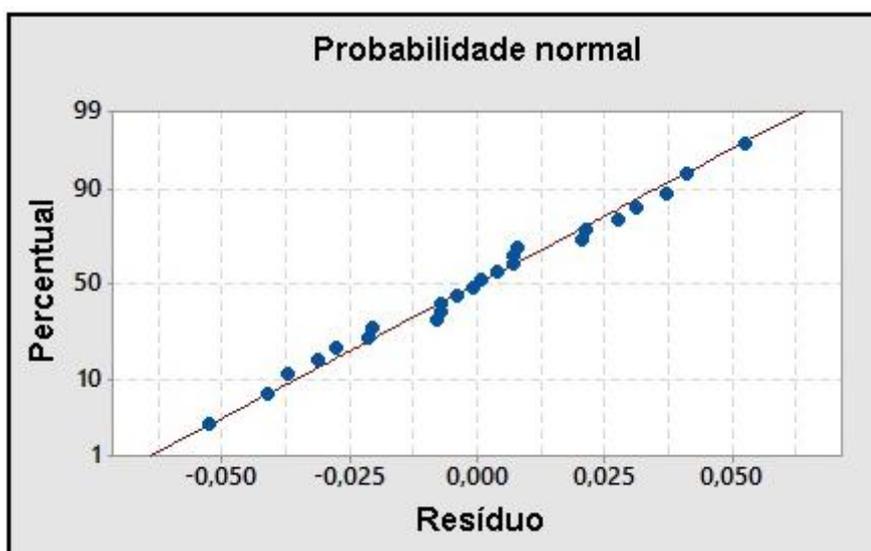


Figura 4.21 – Probabilidade normal para modelo não linear de perda de carga.

Com o modelo não linear apresentado pela equação 33, os resultados se distribuem sem tendência de formação de senóide (figura 4.22) e apresentam bons ajustes a distribuição normal (Figura 4.23), indicando que este é o modelo mais apropriado.

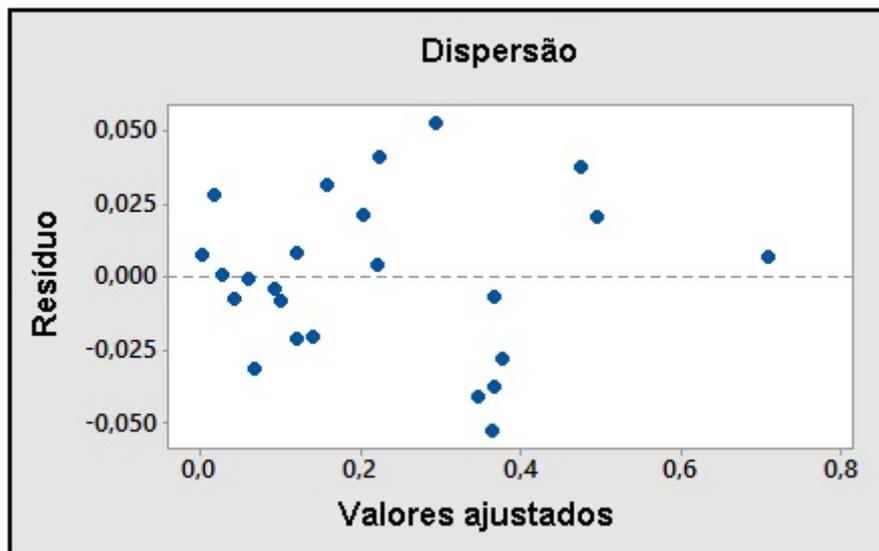


Figura 4.22 – Dispersão de valores ajustados para modelo não linear de perda de carga.

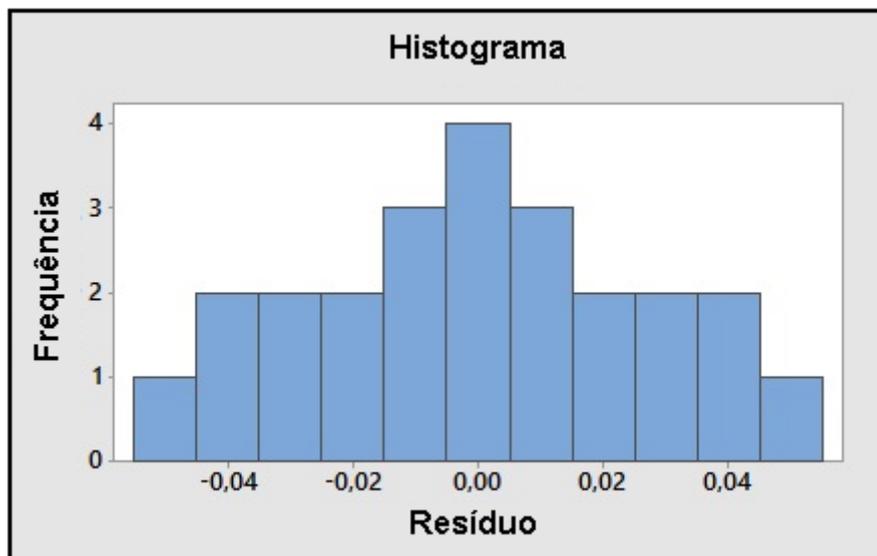


Figura 4.23 – Histograma de distribuição normal para modelo não linear de perda de carga.

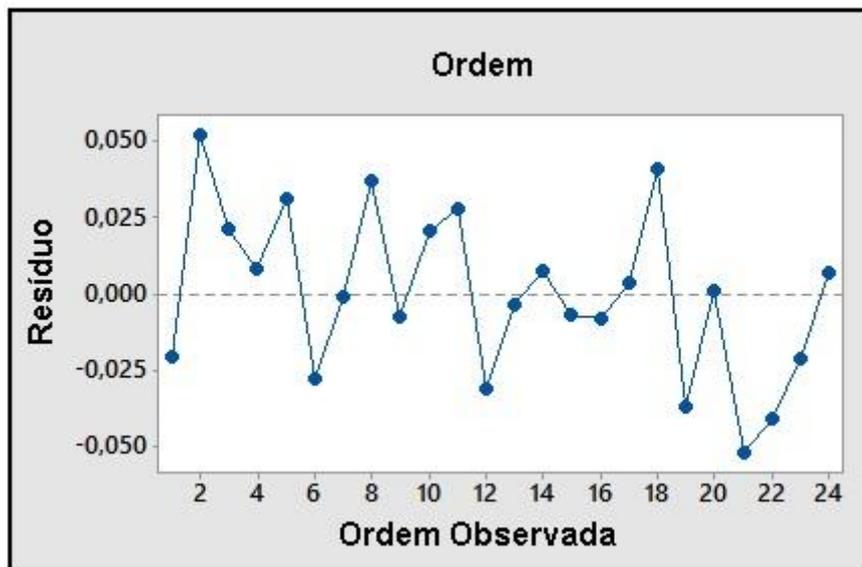


Figura 4.24 – Ordem observada para modelo não linear de perda de carga.

CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES

5.1 Considerações Finais

À luz dos resultados obtidos, obtiveram-se as seguintes considerações preliminares:

As inserções de dispositivos de mistura em trocadores de calor realçam a transferência de calor aos fluidos que escoam no interior de seus tubos internos. Isto ocorre devido ao aumento da área de superfície em uma maneira análoga ao uso de chicanas no tubo externo. Mudam também a hidrodinâmica e a combinação dos efeitos que podem aumentar significativamente o coeficiente de transferência de calor. Apresentam perda de carga mais elevadas, comparadas aos trocadores de calor sem misturadores estáticos em seu interior. As inserções podem ser usadas para aumentar a intensidade da turbulência, mas o uso principal das inserções está nos sistemas que, pelo menos na ausência das inserções, estariam no regime laminar.

Com base nos resultados obtidos nos experimentos, demonstrados e discutidos no capítulo 4, pode-se concluir que:

a) Sem misturador:

Não houve aumento do coeficiente global de troca térmica com o aumento da viscosidade. Houve aumento de 70,4% da perda de carga com o aumento da viscosidade, porém, esta perda de carga é relativamente baixa (0,03 m) quando comparado ao uso dos misturadores.

b) Com o misturador estático tipo LPD:

O coeficiente global de troca térmica aumentou 35% com o aumento da viscosidade e a perda de carga aumentou 50,6%. Pode-se considerar esta

perda de carga moderada (0,08 m) quando comparado ao uso dos demais misturadores.

c) Com o misturador estático tipo MH:

Ocorreu o aumento de 50,4% do coeficiente global de troca térmica com o aumento da viscosidade; Houve aumento de 53,5% da perda de carga. Pode-se considerar esta perda de carga alta (0,12 m) quando comparado aos experimentos realizados sem misturador e com o uso do misturador estático tipo LPD.

d) Com o misturador estático tipo ME:

Houve aumento de 154,3% do coeficiente global de troca térmica com o aumento da viscosidade e aumento de 311,8% da perda de carga, chegando a 0,715 m na vazão maior. Pode-se considerar esta perda de carga alta, em comparação aos ensaios realizados sem misturador e com os demais misturadores

Verificou-se ainda que o misturador estático tipo LPD apresenta boa eficiência de troca térmica, com o maior resultado de 2891,7 W/m²°C e baixa perda de carga, com maior resultado de 0,311 m. O misturador estático MH também apresenta boa eficiência de troca térmica, com maior resultado de 2751,9 W/m²°C e perda de carga moderada, com maior resultado de 0,513 m. O misturador estático ME também apresenta boa eficiência de troca térmica, com maior resultado de 2572,7 W/m²°C e alta perda de carga, com maior resultado de 0,715 m.

A utilização destes tipos de dispositivos é recomendada em unidades operacionais com espaço delimitado, onde não há possibilidade de substituir um trocador de calor por um maior, onde se utilize fluidos viscosos (óleo, solução de açúcar, etc.);

Como atenuante, destaca-se que os misturadores estáticos tipo LPD e MH são os melhores, tanto na eficiência energética, quanto pela perda de carga, quando na utilização de fluidos viscosos.

O uso desse equipamento para troca térmica de fluidos com viscosidade baixa exige maior desempenho da bomba e não garante maior eficiência de troca térmica.

Esta conclusão é válida para a unidade experimental “Trocador de calor tubo duplo com misturador estático” do Laboratório de Operações Unitárias da UNISANTA e utilizando as mesmas condições de operação descrita em materiais e métodos, sendo assim, para determinação da eficiência de troca térmica para outras condições, recomenda-se refazer as experiências.

5.6 Sugestões para continuação do trabalho

Visando a continuidade do trabalho sugere-se:

- 1) Efetuar a modelagem dos novos misturadores estáticos;
- 2) Aplicar técnicas de fluido dinâmica computacional com programas como o *Solidwork®* e o *CFX®*, por exemplo.
- 3) Realizar ensaios com intervalos de vazões menores;
- 4) Utilizar aquecedor de maior capacidade para se trabalhar com delta de temperatura maior.
- 5) Alterar o ângulo de inclinação do misturador estático MH, visando redução da sua perda de carga.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AKRAN GHANEM, THIERRY LEMENAND, DOMINIQUE DELLA VALLE, HASSAN PEERHOSSAINI - **Static mixers: Mechanisms, applications and characterization methods – A review**. - Chemical Engineering Research and Design, 2014.

ANDREAS LEHWALD, GÁBOR JANIGA, DOMNIQUE, THÉVENIN, KATHARINA ZÄHRINGER - **Simultaneous Investigation of micro-mixing in a static mixer**. - Chemical Engineering Science, 2012.

AZER, N.Z.; LIN, S.T., **Augmentation of forced flow boiling heat transfer with Kenics motionless mixers**; *Ind. Eng. Proc. Des.Dev.*, 1980.

BOR, T. **The Static Mixer as a chemical reactor**. – British Chemical Engineering, July, 1971.

BOSS, J. E.; CZASTKIWICZ, W. **Principles of scale-up for laminar mixing processes of Newtonian fluids in static mixers**. International Chemical Engineering, 1982.

CHRISTIAN LINDENBERG, MARCO MAZZOTTI - **Experimental characterization and multi-scale modeling of mixing in static mixers. Part 2.- Effect of viscosity and scale-up** _ Chemical Engineering Science Available online 3 July, 2009.

COUPER, JAMES R.; PENNEY, W. ROY; FAIR, JAMES R. **Chemical Process Equipment Selection and Design**, 2^a edição, 2009, p. 159-218.

CYBULSKI , A. and K. WERNER, **Static Mixers – Criteria for Applications and Selection**, *Int. Chem. Eng.* 26, p. 171-180, 1986.

ÇENGEL, Yunus A. **Heat and Mass Transfer A Pratical Approach**, 3^a edição, 2013.

DAMIEN RAULINE, PHILIPPE A. TANGUY, JEAN-MARC LE BLÉVEC AND JACQUES BOUSQUET – **Numerical Investigation of the Performance of Several Static Mixers** – The Canadian journal of chemical engineering, volume 76, June, 1998.

EDWARD L. PAUL, VICTOR A. ATIEMO - OBENG, SUZANNE M. KRESTA, **Handbook of Industrial Mixing**, 2004, p. 464-466.

ETCHELLS III, A.W.; MEYER, C.F., Mixing in Pipelines. In: Paul, E. L. **Handbook of Industrial Mixing**. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2004.

GEANKOPLIS, C. J., Transport Process and Separation Process Principle, 4ª edição, Massachusetts, Prentice Hall, 2009.

HAIFENG SHI et. al. , **To improve Transference of Heat of surfactante Solution- Reduction of drag for a HEV mixer static with low loss of load**, Departamento de Engenharia Química e Biomolecular da Universidade Estadual de Ohio, 140 oeste 19 th Avenue , Columbus, OH 43210 , EUA, 2011.

HAN E.H. MEIJER, MRITYUNJAY K. SINGH, PATRICK D. ANDERSON, **On the performance of static mixers: A quantitative comparison**, Progress in Polymer Science 37, 2012, p. 1333– 1349

HOBBS, D. M. & MUZZIO, F. J. – **Optimization of a static mixer using dynamical systems techniques**. - Chemical Engineering Science, vol. 53, nº18 – 1997, p. 319-3213.

JOAQUIM JÚNIOR, C.F.J., **Desenvolvimento e otimização de misturador estático com o uso da fluido dinâmica computacional**, Tese de doutorado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, Brasil, 2008.

JOSHI, P., K.D.P. NIGAM, E. BRUCE NAUMAN – **The Kenics Static mixers: new data and proposed correlations**. – The Chemical Engineering Journal, 1995.

KERN, D. **Processos de transmissão de calor**, Trad. Nicolás Ambossj, 31ª edição, México, Celsa, 1999.

KREITH, F. **Principles of Heat Transfer**. 3ª. edição, International Textbook, Co, 1965.

KUPPAN, T., **Heat Exchanger Design Handbook**, 4ª edição, New York, Marcel Dekker, 2000.

LISBOA, PEDRO F. , JOÃO FERNANDES, PEDRO C. SIMÕES, et al. **Computational-fluid-dynamics study of a Kenics Static mixer as a Heat Exchanger for supercritical carbon dioxide**. The Journal of supercritical fluids, 2010.

MÅRTEN REGNER, KARIN ÖSTERGREEN, CRHISTIAN TRÄGÅRDH - **Effects of geometry and flow rate on secondary flow and the mixing process in Static Mixers – A numerical study**. - Chemical Engineering Science , 2006.

MEDEIROS, G. S., **Aperfeiçoamento no projeto de um protótipo de misturador-decantador à inversão de fases visando aplicação na indústria do petróleo**, Natal, 2008.

MORAES JÚNIOR, D.; Silva, E. L.; Moraes, M. S., **Aplicações Industriais de Estática e Dinâmica dos Fluidos I**, Santos, 2011.

MRITYUNJAY, K., SINGH, TAE G. KANG, PATRICK D. ANDERSON, HAN E. H. MEIJER, **Analysis and Optimization of Low-Pressure Drop Static Mixers**, Materials Technology, Eindhoven University of Technology, 5600 MB Eindhoven, The Netherlands, 2009, p. 2208-2216.

MYERS, K.J., BAKKER, A., RYAN, D., **-Avoid agitation by selecting Static Mixers**. Chemical Engineering Progress, 1997.

PAHL, M. H. and E. MUSCHELKNAUTZ, **Static Mixers and Their Applications**, Int. Chem. Eng. 22, p. 197-205, 1982.

PERRY, R. H. & GREEN, D. W., **Perry's Chemical Engineers' Handbook**, 8^o Ed, Kansas, McGraw-Hill, 2007.

RAFAL RAKOCZY, STANISLAW MASIUK, MARIAN KORDAS, PRZEMYSLAW GRADZIK. **The effects of power characteristics on the heat transfer process in various types of motionless mixing devices**. Chemical Engineering and Processing – Process intensification – 2011.

RAULINE, D., LE BLÉVEC, J.M., BOUSQUET, J., TANGUY, P.A., **A comparative assessment of the performance of the Kenics and SMX static mixers**. – Trans IChemE, Vol. 78, Part A, April, 2000.

SANTOS, V.R, TAVARES, M.M., **Determinação de regime de escoamento turbulento utilizando extensômetro em tubo circular**, anais do terceiro encontro de pós graduação da Universidade Santa Cecília (III EPG UNISANTA), vol. 3, p. 32, 2014.

SANT'ANNA, M.C.S., **Otimização de um misturador estático para a produção de biodiesel**, Dissertação de Mestrado, São Cristóvão, 2012, p 01-16.

SHREVE, R. NORRIS, JOSEPH A. BRINK JR., **Indústrias de processos químicos**, 4^a. Edição, 1997, p. 458-460.

SNatural Ambiente, Misturadores estáticos, Folheto técnico, São Paulo, SP, Brasil, 2011. Site: WWW.snatural.com.br.

SINNOTT, R. K. **Coulson & Richardson's Chemical Engineering**, Volume 06, 2003, p. 634-790.

STANLEY MIDDLEMAN, **Drop Size Distributions Produced by Turbulent Pipe Flow of Immiscible Fluids through a Static Mixer**. – Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., Vol. 13, n^o 1, 1974.

TAVARES, M.M., et al. , **Análise da eficiência de troca térmica utilizando misturador estático tipo Kenics em trocador de calor duplo tubo**, Trabalho

de iniciação científica para título de Engenheiro Químico (UNISANTA), 2012, p. 48-50.

TAVARES, M.M.; SANTOS, V.R., **Utilização de misturador estático tipo LPD para estudo da eficiência de troca térmica em um trocador de calor duplo tubo**, Science & Technology, Vol. 3, nº 1, 2014, p. 36-43.

THAKUR, R. K. , Ch. VIAL, K. D. P. NIGAM, E. B. NAUMAN, G. DJELVEH, **Static mixers in the process industries – a review**, Trans IChemE, Vol 81, Part A, August, 2003, p. 787-823

TIRUPATI REDDY KESHAV 1, P. SOMARAJU 1, K. KALYAN, A.K. SAROHA, K.D.P. NIGAM - **Liquid phase residence time distribution for gas–liquid flow in Kenics static mixer** - Chemical Engineering and Processing - Available online 18 January 2008.

APÊNDICE A –Regressão fatorial geral: U x concentração; SM; vazão (Linear)

Factor Information

Factor	Levels	Values
concentração	2	1; 2
SM	4	1; 2; 3; 4
vazão	3	1; 2; 3

Analysis of Variance

Source	DF	Adj SS	AdjMS	F-Value	P-Value
Model	68239489	1373248	7,70	0,000	
Linear	68239489	1373248	7,70	0,000	
concentração	1	2255554	2255554	12,65	0,002
SM		31811649	603883	3,39	0,042
vazão	2	4172286	2086143	11,70	0,001
Error	17	3030834	178284		
Total	23	11270323			

Model Summary

S	R-sq	R-sq(adj)	R-sq(pred)
422,237	73,11%	63,62%	46,40%

Coefficients

Term	Coef	SECoef	T-Value	P-Value	VIF
Constant	1517,9	86,21	7,61	0,000	
concentração					
1	-306,6	86,2	-3,56	0,002	1,00
SM					
1	-423	149	-2,84	0,011	1,50
2	129	149	0,87	0,398	1,50
3	324	149	2,17	0,044	1,50
vazão					
1	526	122	4,32	0,000	1,33
2	-33	122	-0,27	0,791	1,33

Regression Equation

$$\begin{aligned}
 U_1 = & 1517,9 - 306,6 \text{ concentração}_1 + 306,6 \text{ concentração}_2 - 423 \text{ SM}_1 \\
 & + 129 \text{ SM}_2 + 324 \text{ SM}_3 \\
 & - 30 \text{ SM}_4 + 526 \text{ vazão}_1 - 33 \text{ vazão}_2 - 493 \text{ vazão}_3
 \end{aligned}$$

Fits and Diagnostics for Unusual Observations

Obs	U_1	Fit	ResidStdResid	
102558	1762	796	2,24	R
15906	1708	-802	-2,26	R

R Large residual

APÊNDICEB – Regressão fatorial geral: dPx concentração; SM; vazão (Linear)

Factor Information

Factor	Levels	Values
concentração	2	1; 2
SM	4	1; 2; 3; 4
vazão	3	1; 2; 3

Analysis of Variance

Source	DF	Adj SS	Adj MS	F-Value	P-Value
Model	6	0,6259	0,104315	12,28	0,000
Linear	6	0,6259	0,104315	12,28	0,000
concentração	1	0,1272	0,127167	14,97	0,001
SM	3	0,2862	0,095396	11,23	0,000
vazão	2	0,2125	0,106266	12,51	0,000
Error	17	0,1444	0,008494		
Total	23	0,7703			

Model Summary

S	R-sq	R-sq(adj)	R-sq(pred)
0,0921614	81,25%	74,64%	62,64%

Coefficients

Term	Coef	SECoef	T-Value	P-Value	VIF
Constant		0,2250	0,0188	11,96	0,000
concentração					
1	-0,0728	0,0188	-3,87	0,001	1,00
SM					
1	-0,1653	0,0326	-5,07	0,000	1,50
2	-0,0236	0,0326	-0,73	0,478	1,50
3	0,0630	0,0326	1,93	0,070	1,50
vazão					
1	0,1249	0,0266	4,70	0,000	1,33
2	-0,0227	0,0266	-0,85	0,405	1,33

Regression Equation

$$\begin{aligned} \text{dP}_1 = & 0,2250 - 0,0728 \text{ concentração}_1 + 0,0728 \text{ concentração}_2 - 0,1653 \text{ SM}_1 - \\ & 0,0236 \text{ SM}_2 \\ & + 0,0630 \text{ SM}_3 + 0,1259 \text{ SM}_4 + 0,1249 \text{ vazão}_1 - 0,0227 \text{ vazão}_2 - \\ & 0,1022 \text{ vazão}_3 \end{aligned}$$

Fits and Diagnostics for Unusual Observations

Std	Obs	dP_1	Fit	Resid	Resid
	24	0,7150	0,5485	0,1665	2,15 R

R Large residual

APÊNDICE C – Regressão fatorial geral: U x concentração; SM; vazão (Não linear)

Factor Information

Factor	Levels	Values
concentração	2	1; 2
SM	4	1; 2; 3; 4
vazão	3	1; 2; 3

Analysis of Variance

Source	DF	Adj SS	AdjMS	F-Value	P-Value
Model	1710786952	634527		7,88	0,009
Linear	68239489	1373248		17,05	0,002
concentração	1	2255554	2255554	28,00	0,002
SM	3	31811649	603883	7,50	0,019
vazão	2	4172286	2086143	25,89	0,001
2-Way Interactions	11	2547462	231587	2,87	0,103
concentração*SM	3	1460737	486912	6,04	0,030
concentração*vazão	2	187461	93730	1,16	0,374
SM*vazão	6	6899265	149877	1,86	0,235
Error	6483372	80562			
Total	2311270323				

Model Summary

SR-sq	R-sq (adj)	R-sq (pred)
283,834	95,71%	83,56%
		31,38%

Coefficients

Term	Coef	SECoef	T-Value	P-Value	VIF
Constant	1517,9	57,926,20		0,000	
concentração					
1	-306,6	57,9-5,29		0,002	1,00
SM					
1	-423	100-4,22		0,006	1,50
2	129	100	1,290,245		1,50
3	324	100	3,230,018		1,50
vazão					
1	526,3	81,9	6,42	0,001	1,33
2	-32,8	81,9-0,40		0,703	1,33
concentração*SM					
1 1	345	100	3,43	0,014	1,50
1 2	62	100	0,610,561		1,50
1 3	-64	100-0,64		0,544	1,50
concentração*vazão					
1 1	-46,4	81,9	-0,57	0,592	1,33
1 2	-77,3	81,9-0,94		0,382	1,33
SM*vazão					
1 1	-241	142	-1,70	0,140	2,00
1 2	36	142	0,260,806		2,00
2 1	342	142	2,410,052		2,00
2 2	-172	142	-1,21	0,271	2,00
3 1	174	142	1,220,267		2,00
3 2	-84	142-0,59		0,574	2,00

Regression Equation

$$\begin{aligned}
U_1 = & 1517,9 - 306,6 \text{ concentração}_1 + 306,6 \text{ concentração}_2 - 423 \text{ SM}_1 \\
& + 129 \text{ SM}_2 + 324 \text{ SM}_3 \\
& - 30 \text{ SM}_4 + 526,3 \text{ vazão}_1 - 32,8 \text{ vazão}_2 - 493,5 \text{ vazão}_3 \\
& + 345 \text{ concentração} * \text{SM}_1 \text{ 1} \\
& + 62 \text{ concentração} * \text{SM}_1 \text{ 2} - 64 \text{ concentração} * \text{SM}_1 \text{ 3} - \\
& 342 \text{ concentração} * \text{SM}_1 \text{ 4} \\
& - 345 \text{ concentração} * \text{SM}_2 \text{ 1} - 62 \text{ concentração} * \text{SM}_2 \text{ 2} \\
& + 64 \text{ concentração} * \text{SM}_2 \text{ 3} \\
& + 342 \text{ concentração} * \text{SM}_2 \text{ 4} - 46,4 \text{ concentração} * \text{vazão}_1 \text{ 1} - \\
& 77,3 \text{ concentração} * \text{vazão}_1 \text{ 2} \\
& + 123,7 \text{ concentração} * \text{vazão}_1 \text{ 3} + 46,4 \text{ concentração} * \text{vazão}_2 \text{ 1} \\
& + 77,3 \text{ concentração} * \text{vazão}_2 \text{ 2} - 123,7 \text{ concentração} * \text{vazão}_2 \text{ 3} - \\
& 241 \text{ SM} * \text{vazão}_1 \text{ 1} \\
& + 36 \text{ SM} * \text{vazão}_1 \text{ 2} + 205 \text{ SM} * \text{vazão}_1 \text{ 3} + 342 \text{ SM} * \text{vazão}_2 \text{ 1} - 172 \text{ SM} * \text{vazão}_2 \\
& 2 \\
& - 170 \text{ SM} * \text{vazão}_2 \text{ 3} + 174 \text{ SM} * \text{vazão}_3 \text{ 1} - 84 \text{ SM} * \text{vazão}_3 \text{ 2} - 89 \text{ SM} * \text{vazão}_3 \\
& 3 \\
& - 275 \text{ SM} * \text{vazão}_4 \text{ 1} + 220 \text{ SM} * \text{vazão}_4 \text{ 2} + 55 \text{ SM} * \text{vazão}_4 \text{ 3}
\end{aligned}$$

Fits and Diagnostics for Unusual Observations

Obs	U ₁	Fit	Resid	Std Resid	
61278	1574	-296	-2,09	R	
11821	525	296	2,09	R	

R Large residual

APÊNDICED – Regressão fatorial geral: dPx concentração; SM; vazão (Não linear)

Factor Information

Factor	Levels	Values
concentração	2	1; 2
SM	4	1; 2; 3; 4
vazão	3	1; 2; 3

Analysis of Variance

Source	DF	Adj SS	AdjMS	F-Value	P-Value
Model	17	0,753010	0,044295	15,39	0,001
Linear	6	0,625888	0,104315	36,24	0,000
concentração	1	0,127167	0,127167	44,18	0,001
SM	3	0,286189	0,095396	33,14	0,000
vazão	2	0,212531	0,106266	36,92	0,000
2-Way Interactions	11	0,127122	0,011557	4,01	0,050
concentração*SM	3	0,090869	0,030290	10,52	0,008
concentração*vazão	2	0,000401	0,000201	0,07	0,933
SM*vazão	6	0,035852	0,005975	2,08	0,198
Error	6	0,017271	0,002879		
Total		230,770281			

Model Summary

	SR-sq	R-sq (adj)	R-sq (pred)
0,0536520	97,76%	91,40%	64,12%

Coefficients

Term	Coef	SECoef	T-Value	P-Value	VIF
Constant	0,2250	0,0110	20,54	0,000	
concentração					
1	-0,0728	0,0110	-6,65	0,001	1,00
SM					
1	-0,1653	0,0190	-8,71	0,000	1,50
2	-0,0236	0,0190	-1,25	0,259	1,50
3	0,0630	0,0190	3,32	0,016	1,50
vazão					
1	0,1249	0,0155	8,07	0,000	1,33
2	-0,0227	0,0155	-1,47	0,193	1,33
concentração*SM					
1 1	0,0575	0,0190	3,03	0,023	1,50
1 2	0,0325	0,0190	1,71	0,138	1,50
1 3	0,0131	0,0190	0,69	0,515	1,50
concentração*vazão					
1 1	0,0054	0,0155	0,35	0,738	1,33
1 2	-0,0010	0,0155	-0,06	0,953	1,33
SM*vazão					
1 1	-0,0726	0,0268	-2,71	0,035	2,00
1 2	0,0075	0,0268	0,28	0,788	2,00
2 1	0,0022	0,0268	0,08	0,936	2,00
2 2	-0,0171	0,0268	-0,64	0,547	2,00
3 1	0,0086	0,0268	0,32	0,760	2,00
3 2	0,0202	0,0268	0,75	0,480	2,00

Regression Equation

$$\begin{aligned}
 dP_1 = & 0,2250 - 0,0728 \text{ concentração}_1 + 0,0728 \text{ concentração}_2 - 0,1653 \text{ SM}_1 - \\
 & 0,0236 \text{ SM}_2 \\
 & + 0,0630 \text{ SM}_3 + 0,1259 \text{ SM}_4 + 0,1249 \text{ vazão}_1 - 0,0227 \text{ vazão}_2 - \\
 & 0,1022 \text{ vazão}_3 \\
 & + 0,0575 \text{ concentração*SM}_1 \text{ 1} + 0,0325 \text{ concentração*SM}_1 \text{ 2} \\
 + & 0,0131 \text{ concentração*SM}_1 \text{ 3} \\
 & - 0,1030 \text{ concentração*SM}_1 \text{ 4} - 0,0575 \text{ concentração*SM}_2 \text{ 1} - \\
 & 0,0325 \text{ concentração*SM}_2 \text{ 2} \\
 & - 0,0131 \text{ concentração*SM}_2 \text{ 3} + 0,1030 \text{ concentração*SM}_2 \text{ 4} \\
 & + 0,0054 \text{ concentração*vazão}_1 \text{ 1} - 0,0010 \text{ concentração*vazão}_1 \text{ 2} \\
 & - 0,0045 \text{ concentração*vazão}_1 \text{ 3} - 0,0054 \text{ concentração*vazão}_2 \text{ 1} \\
 & + 0,0010 \text{ concentração*vazão}_2 \text{ 2} + 0,0045 \text{ concentração*vazão}_2 \text{ 3} - \\
 & 0,0726 \text{ SM*vazão}_1 \text{ 1} \\
 & + 0,0075 \text{ SM*vazão}_1 \text{ 2} + 0,0650 \text{ SM*vazão}_1 \text{ 3} + 0,0022 \text{ SM*vazão}_2 \text{ 1} - \\
 & 0,0171 \text{ SM*vazão}_2 \\
 & \text{ 2} + 0,0149 \text{ SM*vazão}_2 \text{ 3} + 0,0086 \text{ SM*vazão}_3 \text{ 1} + 0,0202 \text{ SM*vazão}_3 \text{ 2} \\
 & - 0,0288 \text{ SM*vazão}_3 \text{ 3} + 0,0617 \text{ SM*vazão}_4 \text{ 1} - 0,0106 \text{ SM*vazão}_4 \text{ 2} - \\
 & 0,0511 \text{ SM*vazão}_4
 \end{aligned}$$

3

APÊNDICE E – Otimização da resposta: dP; U.

Parameters

Response	Goal	Lower	Target	Upper	Weight	Importance
dP_1	Maximum	0,010	0,71		1	1
U_1	Maximum	724,867	2891,75		1	1

Solution

dP_1	U_1	Composite		Fit	Fit	Desirability
Solution	concentração	SM	vazão			
1	2	4	1	0,707917	2433,96	0,883634

Multiple Response Prediction

Variable	Setting
concentração	2
SM	4
vazão	1

Response	FitSE	Fit	95% CI	95% PI
dP_1	0,7079	0,0465	(0,5942; 0,8216)	(0,5342; 0,8816)
U_1	2434	246	(1832; 3035)	(1515; 3353)

APÊNDICE F – Ensaios realizados sem misturador estático.

Ensaios realizados sem misturador estático											
Acúcar	H (mm)	W (Kg/s)	q (W)	ΔTQ	ΔTF	ΔP (m)	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	LMTD	U (W/m ² °C)
0%	43,0	0,1915	1282,67	1,6	4,1	0,094	0,000193814	0,5929728	19755,761	15,516	1386,943250
0%	30,0	0,1046	1050,78	2,4	3,8	0,029	0,000105864	0,3238901	10790,875	15,690	1123,659620
0%	21,0	0,0551	853,56	3,7	3,0	0,010	0,000055766	0,1706151	5684,295	16,147	886,878854
Ensaios realizados sem misturador estático											
Acúcar	H (mm)	W (Kg/s)	q (W)	ΔTQ	ΔTF	ΔP (m)	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	LMTD	U (W/m ² °C)
60%	48,0	0,2382	1557,78	2,1	2,2	0,130	0,000186432	0,5703873	861,853	19,050	1371,984110
60%	30,0	0,1064	1127,02	3,4	1,1	0,060	0,000083276	0,2547826	384,975	17,625	1072,849300
60%	20,0	0,0615	708,40	3,7	2,9	0,035	0,000048134	0,1472662	222,519	16,397	724,866592

APÊNDICE G – Ensaios realizados com misturador estático tipo LPD.

Ensaios realizados com misturador estático tipo LPD											
Acúcar	H (mm)	W (Kg/s)	q (W)	ΔTQ	ΔTF	ΔP (m)	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	LMTD	U (W/m ² °C)
0%	47	0,2148	1888,22	2,1	5,0	0,346	0,000217395	0,6651204	22159,464	14,803	2140,170070
0%	30	0,1062	1333,66	3,0	2,7	0,099	0,000107483	0,3288444	10955,936	17,950	1246,598640
0%	20	0,0572	814,09	3,4	3,1	0,038	0,000057891	0,1771177	5900,937	16,650	820,366047
Ensaios realizados com misturador estático tipo LPD											
Acúcar	H (mm)	W (Kg/s)	q (W)	ΔTQ	ΔTF	ΔP (m)	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	LMTD	U (W/m ² °C)
60%	47,0	0,2429	2949,78	3,9	1,2	0,311	0,000190110	0,5816418	878,858	17,115	2891,753000
60%	30,0	0,1075	1473,38	4,4	3,2	0,224	0,000084137	0,2574166	388,955	15,092	1637,952060
60%	20,0	0,0520	956,21	5,9	2,8	0,190	0,000040699	0,1245178	188,146	13,993	1146,528540

APÊNDICE H – Ensaios realizados com misturador estático MH.

Ensaios realizados com misturador estático tipo MH											
Açúcar	H (mm)	W (Kg/s)	q (W)	ΔTQ	ΔTF	ΔP (m)	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	LMTD	U (W/m ² °C)
0%	46	0,2110	2473,09	2,8	1,6	0,330	0,000213549	0,6533538	21767,444	17,793	2331,955560
0%	30	0,1077	1262,33	2,8	1,7	0,266	0,000109001	0,3334891	11110,681	17,044	1242,611240
0%	20	0,0618	801,95	3,1	2,6	0,089	0,000062547	0,1913615	6375,488	16,049	838,388821
Ensaios realizados com misturador estático tipo MH											
Açúcar	H (mm)	W (Kg/s)	q (W)	ΔTQ	ΔTF	ΔP (m)	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	LMTD	U (W/m ² °C)
60%	45,0	0,2023	2394,17	3,8	4,6	0,513	0,000158334	0,4844221	731,960	14,596	2751,987100
60%	30,0	0,1035	1773,57	5,5	3,7	0,305	0,000081006	0,2478383	374,483	13,480	2207,470560
60%	21,0	0,0639	1352,79	6,8	3,0	0,225	0,000050013	0,1530132	231,202	13,511	1679,872740

APÊNDICE I – Ensaios realizados com misturador estático ME.

Ensaios realizados com misturador estático tipo ME											
Açúcar	H (mm)	W (Kg/s)	q (W)	ΔTQ	ΔTF	ΔP (m)	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	LMTD	U (W/m ² °C)
0%	45,0	0,1835	998,81	1,3	1,5	0,360	0,000185717	0,5682011	18930,455	18,500	905,836100
0%	28,0	0,0897	863,89	2,3	1,5	0,120	0,000090784	0,2777528	9253,743	18,297	792,155950
0%	21,0	0,0619	855,67	3,3	2,1	0,045	0,000062648	0,1916711	6385,805	17,493	820,679607
Ensaios realizados com misturador estático tipo ME											
Açúcar	H (mm)	W (Kg/s)	q (W)	ΔTQ	ΔTF	ΔP (m)	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	LMTD	U (W/m ² °C)
60%	46,0	0,1926	2099,83	3,5	2,5	0,715	0,000150742	0,4611948	696,863	13,694	2572,721900
60%	31,0	0,1153	2082,35	5,8	3,2	0,515	0,000090242	0,2760943	417,177	13,659	2557,861490
60%	21,0	0,0627	1249,24	6,4	6,2	0,350	0,000049073	0,1501397	226,860	16,401	1277,929310