

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS



ENSAIOS EXPERIMENTAIS COM MISTURADORES ESTÁTICOS

Dissertação de Mestrado apresentada à
Faculdade de Engenharia Química como parte
dos requisitos para obtenção do título de Mestre
em Engenharia Química.

Autor: Luís Antônio Galhego Fernandes

Orientador: Prof. Dr. José Roberto Nunhez

Campinas - SP

Dezembro / 2005

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

ENSAIOS EXPERIMENTAIS COM MISTURADORES ESTÁTICOS

Dissertação de Mestrado apresentada à
Faculdade de Engenharia Química como parte
dos requisitos para obtenção do título de Mestre
em Engenharia Química.

Autor: Luís Antônio Galhego Fernandes

Orientador: Prof. Dr. José Roberto Nunhez

Campinas - SP

Dezembro / 2005

HAMADA _____

EX _____

IBO BC/ 69026

C 16.125.06

D X

PO 11.00

1 22/06/06

PD _____

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

F391e

Fernandes, Luís Antônio Galhego

Ensaio experimentais com misturadores estáticos / Luís
Antônio Galhego Fernandes.- Campinas, SP: [s.n.], 2005.

Orientador: José Roberto Nunhez

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Mistura (Química). 2. Dinâmica dos fluidos. 3.
Processos químicos. 4. Operações unitárias (Engenharia
química). I. Nunhez, José Roberto. II. Universidade
Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química.
III. Título.

2006/2889

Titulo em Inglês: Experimental Tests Using Static Mixers

Palavras-chave em Inglês: Static Mixer, Impeller, Mixing, Unitary Operation, CFD,
Computational Fluid Dynamic,

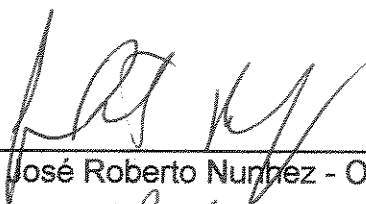
Área de concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos

Titulação: Mestre em Engenharia Química

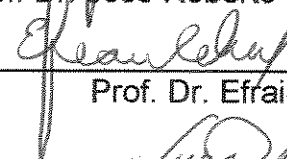
Banca examinadora: Efraim Cekinski e Gustavo Paim Valença

Data da defesa: 12/12/2005

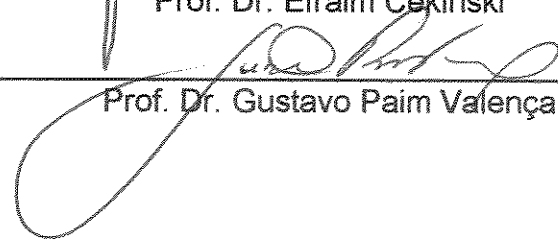
Dissertação de Mestrado defendida por Luís Antônio
Galhego Fernandes e aprovada em 12 de
dezembro de 2005 pela banca examinadora
constituída pelos doutores:



Prof. Dr. José Roberto Nunes - Orientador

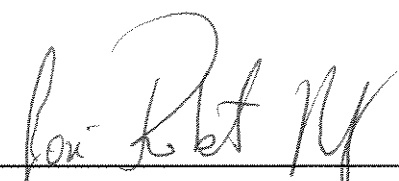


Prof. Dr. Efraim Czekinski



Prof. Dr. Gustavo Paim Valença

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida pelo Eng. de Luís Antônio Galhego Fernandes e aprovada pela banca examinadora em 12 de dezembro de 2006.



Prof. Dr. José Roberto Nunhez

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a meu pai, pelo exemplo de carinho, postura e caráter, infelizmente levado tão cedo de nosso convívio.

Dedico especialmente este trabalho a minha mãe que soube sempre, nos momentos mais difíceis escolher a palavra certa e, mesmo quando não havia palavras, com seu carinho especial, dar a força e lucidez necessárias para continuar.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a minha sempre amada esposa Rosana por ter se redobrado em esforços para compensar minhas necessárias ausências para realização deste trabalho, em período tão difícil de nossa vida.

Agradeço a meu heróico filho Lucas que pôde suportar tal período sem toda a atenção de seu pai.

Agradeço ao grande parceiro e amigo Celso, pelo incentivo e constante apoio sem o qual, com certeza, não teria sido possível chegar aonde cheguei.

Agradeço à Kroma por ter financiado meus estudos e por ter-me liberado tantas vezes para que pudesse realizar tal trabalho.

Agradeço ao meu orientador Roberto pela oportunidade, pela paciência e pelos sábios conselhos.

Agradeço a meus colegas de projetos da Kroma, Cássio, Francisco e Wilton pela sincera contribuição.

Agradecimentos também ao Fernando e Marcelo da Primo do Brasil, pelo espaço cedido para realização dos ensaios experimentais.

Agradeço aos colegas do IPT, Efraim, Marcelo e Álvaro por compartilharem sua experiência para engrandecer este trabalho.

Agradeço ainda à FAPESP pelo apoio financeiro em todo o projeto.

RESUMO

Com aplicações nos mais variados ramos industriais, tais como o alimentício, o químico, o farmacêutico, o de bebidas e o de toucador, entre outros, a operação unitária de agitação ou mistura de fluidos desempenha importante papel nos processos industriais. Os misturadores estáticos constituem uma alternativa aos vasos agitados tradicionais, sendo aplicados em processos contínuos. Os atuais fabricantes nacionais de misturadores estáticos têm apresentado dificuldade em definir o tipo adequado de misturador para as aplicações de um modo geral, como selecionar um misturador que, apesar de promover a mistura apresenta um alto consumo de energia para a aplicação. A constante preocupação em se reduzir o consumo de energia exige um cuidado especial com relação à escolha do misturador adequado ao processo.

Dois misturadores denominados ALETAS e EDA foram selecionados de um trabalho anterior que desenvolveu e otimizou misturadores estáticos, utilizando a ferramenta fluido-dinâmica computacional (CFD), sendo que um destes se opera em regime laminar (ALETAS) e o outro em regime turbulento (EDA). O presente estudo buscou complementar o desenvolvimento destes novos tipos de misturadores estáticos, sob a forma de ensaios experimentais, em regimes laminar e turbulento.

Como resultado dos ensaios experimentais pôde-se concluir que o misturador tipo ALETAS é adequado para se operar em regime laminar e o EDA pode ser utilizado em ambos regimes, laminar e turbulento, com alguns cuidados especiais para o caso de regime laminar. Os mesmos foram comparados com misturadores bastante estudados na literatura (Kenics e Sulzer SMX) apresentando desempenho similar a estes dois misturadores comerciais.

ABSTRACT

Mixing is a unit operation with applicability in many industrial fields, such as food, chemical, petrochemical, beverages and pharmaceutical, just to say some fields. The static mixers appear with an alternative to the traditional agitated vessels. They could be used such in batch mixing operation as in continuous processes, but mainly in continuous processes. The Brazilian suppliers had some problems in choosing the adequate equipment, and it is not rare that they choose an equipment that really does the proper mixture, but with a very high consumption of energy. The recently concern about saving energy demands a special care about the choosing of the best static mixer for the particular task.

It was selected two models (ALETAS and EDA) from another work that developed static mixers using computational fluid-dynamic (CFD) method, the ALETAS mixer for laminar mixing and EDA for turbulent mixing. This work searches to complete this study, by experimental tests in laminar and turbulent mixing conditions.

The results show that ALETAS static mixer can be used in laminar mixing, as the EDA static mixer but the EDA can be used in laminar mixing with some particular cares. The EDA can also be used in the turbulent mixing. Both models of static mixers were also compared with the Kenics and Sulzer SMX commercial static mixers using the data available in the literature with very similar results.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Misturador estático tipo Kenics _____	8
Figura 2 - Misturador estático tipo Sulzer SMX _____	9
Figura 3 - Misturador estático tipo Sulzer SMV _____	10
Figura 4 – Misturador estático tipo ISG _____	11
Figura 5 – Estiramento das camadas – mecanismo de mistura para o regime laminar. _____	12
Figura 6 – Processos de dispersão e distribuição para mistura em regime laminar. ____	13
Figura 7 – Desenho esquemático da geração de turbulência – mecanismo de mistura para regime turbulento. _____	15
Figura 8 – Foto da geração de turbulência – mecanismo de mistura para regime turbulento. _____	15
Figura 9 – Rodízios em poliuretano. _____	24
Figura 10 – “Skid” de suporte da bancada (com tanque de produto final de 750 litros em primeiro plano). _____	25
Figura 11 – 03 Tanques para componentes, com capacidade de 250 litros cada um. _____	26
Figura 12 – Tubulação de sucção do tanque componente A, com detalhe da válvula de esfera com acionamento pneumático. _____	27
Figura 13 – Válvula de esfera entre flanges no tanque de produto final. _____	28
Figura 14 – Uma das três bombas peristálticas ALLWEILER. Detalhe do motoredutor SEW de acionamento da bomba _____	29
Figura 15 – Um dos três medidores de vazão, marca FISCHER ROSEMOUNT, calibrado para vazão máxima de 400 litros/hora. _____	30
Figura 16 – Detalhe do trecho (transparente) onde é inserido um misturador estático. _____	31
Figura 17 – Vista dos 03 trechos da tubulação secundária onde são inseridos os 03 misturadores estáticos. _____	32
Figura 18 – Pontos de tomada de pressão, no detalhe, antes e depois do trecho 01. _____	33
Figura 19 – Medidor de pressão, marca YOKOGAWA. _____	34
Figura 20 – 03 Pontos de tomada de condutividade elétrica, em destaque. _____	35
Figura 21– Dois dos três medidores de condutividade elétrica da tubulação secundária, marca DIGIMED, em destaque. _____	36
Figura 22 – Microcomputador para o sistema supervisório, para o AUTOCAD Mechanical Desktop (projetos) e para o CFX 5.5 (simulação). _____	37
Figura 23 – Sistema supervisório: tela de operação da bancada. _____	38
Figura 24 – Sistema supervisório: tela com dados de entrada do ensaio experimental. _____	39
Figura 25 – Sistema supervisório: tela de relatório do sistema supervisório. _____	40
Figura 26 – Painel de comando. _____	41
Figura 27 – Medidor de condutividade elétrica de amostras, marca DIGIMED. _____	42
Figura 28 – Coletor de amostras com regulagem vertical, fabricado na KROMA. _____	42
Figura 29 – Misturador de bancada – utilizado para misturar as amostras com concentrações conhecidas dos produtos utilizados. _____	43
Figura 30 – Detalhe do impelidor do misturador de bancada _____	44

Figura 31 – Um dos três misturadores estáticos tipo ALETAS ensaiados na bancada de testes.	45
Figura 32 – Um dos três misturadores estáticos tipo escamas dupla A modificado (EDA) ensaiados na bancada de testes.	46
Figura 33 – Esquema de funcionamento da bancada de ensaios experimentais	47
Figura 34 – Desenho esquemático do medidor de condutividade elétrica. Detalhe do ponto de coleta da amostra.	52
Figura 35 - Desenhos esquemáticos para realizar a coleta de amostras em pontos diferentes da secção da tubulação secundária.	53
Figura 36 – Cota B : em relação à parte inferior do duto.	54
Figura 37 - Correlação entre condutividade e concentração - Comperlan	64
Figura 38 - Correlação entre condutividade e concentração – Texapon	66
Figura 39 - Comparação da mistura na secção após o 3º misturador em regime laminar (com o Comperlan).	67
Figura 40 - Comparação da perda de carga após cada misturador para o regime laminar (com o Comperlan)	69
Figura 41 - Comparação da mistura na secção após o 3º misturador em regime turbulento (com o Texapon).	70
Figura 42 - Comparação da perda de carga após cada misturador para o regime turbulento (com o Texapon)	71
Figura 43 - EDA : $cv = 0,70$ ($L/D=12$)	73
Figura 44 – EDA : $cv = 0,0012$ ($L/D=12$)	74
Figura 45 – ALETAS : $cv = 0,00003$ ($L/D=6$)	74
Figura 46 – Comparação dos resultados experimentais para regime laminar (EDA, ALETAS e tubulação sem misturadores – VAZIO) com os resultados das simulações (relatório projeto PIPE FAPESP processo número 2000/13183-6, Joaquim Júnior).	76
Figura 47 – Comparação dos resultados experimentais para regime turbulento (EDA, ALETAS e tubulação sem misturadores – VAZIO) com os resultados das simulações (relatório projeto PIPE FAPESP processo número 2000/13183-6, Joaquim Júnior).	77
Figura 48 – Comparação dos resultados experimentais para regime turbulento (EDA e tubulação sem misturadores – VAZIO) com os resultados das simulações (relatório projeto PIPE FAPESP processo número 2000/13183-6, Joaquim Júnior)	78
Figura 49 – Comparação em regime laminar do misturador estático otimizado EDA com 2 misturadores comerciais (dados da literatura) para $L/D = 12$.	79
Figura 50 – Comparação em regime laminar do misturador estático otimizado ALETAS com 2 misturadores comerciais (dados da literatura) para $L/D = 6$.	80
Figura 51 – Comparação em regime turbulento dos misturadores otimizados com 2 misturadores estáticos comerciais (dados simulados) para $L/D = 12$.	81
Figura 52 – Comparação em regime turbulento do misturador estático otimizado EDA com 2 misturadores comerciais para $L/D = 12$.	82

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Correlações de perda de carga para o Kenics _____	21
Tabela 2 – Correlações de perda de carga para o Inliner _____	21
Tabela 3 – Correlações de perda de carga para o LPD _____	21
Tabela 4 – Correlações de perda de carga para o SMX _____	22
Tabela 5 – Correlações de perda de carga para o ISG _____	22
Tabela 6 - Dados gerados pelo programa supervisorio em relatório – condutividade dos componentes e vazão _____	48
Tabela 7 - Dados gerados pelo programa supervisorio em relatório – condutividade da mistura _____	49
Tabela 8 - Distâncias ao ponto inferior da tubulação do coletor de amostras após o terceiro misturador _____	54
Tabela 9 - Resumo das propriedades dos ensaios com produto 1 _____	58
Tabela 10 - Resumo das propriedades dos ensaios com produto 2 _____	58
Tabela 11 - Vazões e Número de Reynolds para ensaios com o produto 1 _____	59
Tabela 12 - Vazões e Número de Reynolds para ensaios com o produto 2 _____	59
Tabela 13 - Descrição dos ensaios com o produto 1 – regime laminar _____	60
Tabela 14 - Descrição dos ensaios com o produto 2 – regime turbulento _____	60
Tabela 15 – Condutividade de soluções de Comperlan em água, empregada para traçar a curva de calibração de Comperlan (à temperatura ambiente). _____	61
Tabela 16 – Condutividade de soluções de Texapon em água, empregada para traçar a curva de calibração de Texapon – As três medições à temperatura ambiente _____	63

Tabela 17 – Comparação dos resultados experimentais e simulados dos coeficientes de variação entre os misturadores selecionados para os regimes laminar e turbulento

74

Tabela 18 – Comparação dos resultados experimentais e simulados das taxas de mistura entre os misturadores selecionados para os regimes laminar e turbulento

74

LISTA DE SÍMBOLOS

B : cota de coleta da amostra em relação à parte inferior do tubo (mm);

C : concentração da amostra ou fração mássica (%);

$\bar{C}$: concentração média da amostra (%);

cv ou $\frac{\sigma}{C}$: coeficiente de variação (adimensional);

D : diâmetro da tubulação e do próprio misturador estático (mm);

I₁ : índice 1 baseado em variância, e (de Lacey, 1943 e 1954 e Danckwerts, 1953) (adimensional);

I₂ : índice 2 baseado em variância (adimensional);

I_s : intensidade de segregação (adimensional);

K_p : Ne*Re – adimensional usado como analogia à constante de potência dos agitadores mecânicos convencionais;

L : comprimento do misturador estático (mm);

n : número de amostras;

Ne : número de Newton (adimensional);

ΔP : perda de carga entre entrada e saída do misturador estático (atm);

Q : taxa de fluxo volumétrico ou capacidade efetiva (m³/s – l/h);

Q_{água} : vazão de água na tubulação primária (l/h);

Q_{principal} : vazão da mistura na tubulação secundária (m³/s);

Q_{produto1} : vazão do produto 1 na tubulação primária (l/h);

Q_{produto2} : vazão do produto 2 na tubulação primária (l/h);

Re : número de Reynolds (adimensional);

S : condutividade (S/cm);

S_M : condutividade média (S/cm);

t : espessura do elemento do misturador estático (mm);

T : temperatura ($^{\circ}\text{C}$);

TM : taxa de mistura (%);

v_s : velocidade superficial (m/s);

Z : perda de carga com o misturador estático sobre a perda de carga com o tubo vazio (adimensional);

LETRAS GREGAS

ε : fator de correção para o número de Reynolds, segundo Godfrey (1985) (adimensional);

$\varnothing$: fator de fricção (adimensional);

μ : viscosidade cinemática do fluido (Pa.s);

ν : viscosidade dinâmica do fluido;

ρ : densidade do fluido (kg/m³);

σ : desvio padrão;

σ^2 : variância;

σ_o^2 : variância inicial (antes de se realizar a mistura);

σ_R^2 : variância para a mistura randômica;

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
2	OBJETIVOS	3
3	REVISÃO DE LITERATURA	4
3.1.	Importância	5
3.2.	Tipos de misturador estático	8
3.3.	Eficiência de mistura	11
3.4.	Consumo de energia	20
4	MATERIAIS E MÉTODOS	24
4.1.	Materiais	24
4.2.	Métodos	47
5	RESULTADOS	67
5.1.	Regime laminar	67
5.2.	Regime turbulento	70
5.3.	Avaliação da eficiência de mistura para os misturadores estáticos otimizados	72
5.4.	Avaliação do consumo de energia para os misturadores otimizados	76
5.5.	Comparação dos resultados experimentais com dados da literatura e simulações dos misturadores ensaiados	79
6	DISCUSSÃO	83
7	CONCLUSÃO	88
8	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	89

1 INTRODUÇÃO

Com aplicações nos mais variados ramos industriais, tais como o alimentício, o químico, o farmacêutico, o de bebidas e o de toucador, entre outros, a operação unitária de agitação ou mistura de fluidos desempenha importante papel nos processos industriais, podendo ser empregada com diversas finalidades, entre as quais, cita-se:

- na mistura de líquidos miscíveis ou imiscíveis;
- na aceleração de trocas térmicas;
- para promover incorporação de sólidos em meios líquidos;
- na formação de soluções ou suspensões.

Muitos conceitos de impelidores têm sido criados e estudados, sob uma ampla variedade de parâmetros, visando, em sua maioria, atender a requisitos processuais específicos. Entre eles, destacam-se os misturadores estáticos, dispositivos montados em linha, dotados de elementos de mistura inseridos em determinada extensão de tubo.

A energia utilizada para a mistura é decorrente da perda de carga gerada pelo fluxo de fluido ao percorrer os elementos de mistura por ação de bombeamento ou da gravidade.

Os misturadores estáticos constituem uma alternativa aos vasos agitados tradicionais, podendo ser aplicados tanto em processos por batelada como, principalmente, em processos contínuos.

Para o desenvolvimento completo dos misturadores seria necessário um grande número de ensaios em laboratório empregando diversas geometrias de misturadores, sob diversas condições operacionais. Executar tal tarefa, utilizando-se somente de ensaios experimentais seria muito custoso e demandaria um tempo relativamente longo. Uma forma de diminuir os

custos de desenvolvimento é a utilização de modelagem numérica com fluido-dinâmica computacional (CFD) e posteriormente avaliar o desempenho destes misturadores através de ensaios experimentais. Outro fator importante a se considerar no desenvolvimento de novos misturadores seria o entendimento dos padrões de fluxo que governam o processo de mistura. A fluido-dinâmica computacional permite visualizar os padrões de fluxo promotores da mistura e conseqüentemente aprimorar a geometria do misturador.

2 OBJETIVOS

O presente estudo visa avaliar experimentalmente os dois misturadores estáticos desenvolvidos em um trabalho anterior (relatório projeto PIPE FAPESP processo número 2000/13183-6, Joaquim Júnior), sendo um para operar em regime laminar (ALETAS) e o outro em regime turbulento (EDA). Validar os resultados das simulações numéricas e comparar os resultados experimentais destes com misturadores estáticos comerciais.

3 REVISÃO DE LITERATURA

Misturadores estáticos são dispositivos de mistura em linha, que consistem de elementos de mistura inseridos em um trecho da tubulação. Há uma grande variedade de tipos disponíveis. A energia para a mistura vem da perda de carga decorrente da passagem do fluido pelos elementos de mistura e essa energia adicional é fornecida através de bombeamento. (Godfrey, 1985)

O misturador estático constitui uma alternativa aos tradicionais vasos agitados (misturadores dinâmicos). O misturador estático pode substituir o processo por batelada convencional por processo contínuo (Godfrey, 1985). Isso proporciona um ganho excelente na produção.

As distribuições longitudinal e transversal dos componentes a serem misturados podem ser conseguidas em misturadores dinâmicos por meio de elementos móveis, ou seja, agitadores. Com misturadores estáticos, a homogeneização é atingida pelos elementos do misturador utilizando a energia de fluxo do fluido. Os primeiros misturadores estáticos foram desenvolvidos no final da década de 1950 para fluidos viscosos, mas somente nos anos 70 é que se iniciou um processo de estudos e desenvolvimento destes tipos de misturadores. (Pahl e Muschelknautz, 1982)

3.1. Importância

Os misturadores estáticos são úteis em processos envolvendo transferência de momentos, troca térmica e transferência de massa. É geralmente reconhecido que as necessidades de energia para os misturadores estáticos são menores do que para os misturadores dinâmicos e ainda, os misturadores estáticos são mais fáceis de se fabricar, conforme Boss e Czastkiwicz, em 1982.

Ainda segundo Boss e Czastkiwicz, em 1982, os misturadores estáticos têm a vantagem de, por não contarem com partes móveis, não apresentam, portanto, problemas de selagem ou com rolamentos. Os mesmos são habilitados a operar em uma ampla faixa de temperaturas, sob altas pressões e em ambientes químicos severos. Mais ainda, os custos operacionais e o capital total empregado para o processo de mistura com os misturadores estáticos são muito menores do que para os misturadores dinâmicos.

Segundo Karoui et al. (1998) a mistura é um processo necessário na maioria das reações químicas. A taxa e a seletividade da reação depende de sua qualidade, especialmente quando o tempo de reação é menor do que o tempo de difusão. Os misturadores estáticos permitem a homogeneização dos reagentes sem uso de partes móveis.

Os misturadores estáticos podem ser aplicados em uma ampla gama de indústrias, abrangendo desde o processamento de polímeros (Middleman, 1977) até processos biotecnológicos (Junker et al., 1994).

Porém, segundo Hobbs et al., 1998, a despeito desta vasta aplicabilidade, o fluxo de fluido e qualidade da mistura não foram, ainda, rigorosamente caracterizados. Devido a sua complexa geometria, a solução analítica para o campo de velocidades é impraticável. Entretanto soluções numéricas com boa qualidade para o campo de velocidades podem conduzir a um ponto de partida para caracterizar a eficiência de mistura. A caracterização quantitativa pode servir como base de comparação entre misturadores de diferentes tipos, com aplicações particulares, antes de se executar ensaios experimentais.

Hobbs et al. (1998) ainda afirmaram que a distribuição do tempo de residência tem sido caracterizada tanto experimentalmente quanto numericamente. Correlações têm sido desenvolvidas para a redução da espessura de estriação como função do número de elemento (Chen, 1973; Boss e Czastkiewicz, 1982).

Historicamente, os misturadores estáticos têm sido comparados em primeiro lugar pela perda de carga gerada por um dado fluxo e raio de tubulação. Parâmetros de eficiência de mistura têm sido introduzidos, baseados na variância da concentração, no tempo de residência e na natureza caótica do fluxo, bem como no tipo de deformação que promove na mistura (Rauline, 1998).

Os princípios gerais de projeto estabelecidos no passado podem ser melhorados de forma significativa conhecendo-se melhor a complexa estrutura de fluxo e a geometria de vários sistemas de mistura segundo Barrué et al (2002).

3.2. Tipos de misturador estático

Taber (1959) utilizou um misturador estático em linha, composto por um metal espiralado inserido num tubo, para a mistura de resinas viscosas.

Nobel (1962) descreveu um elemento de mistura que permite a divisão do fluxo em um tubo por meio de dois anéis. O processo de rotação e divisão do fluxo foi incorporado por Schippers (1965) que utilizou elementos de mistura com dutos retangulares. Ingles (1963) utilizou elementos de mistura compostos por quatro grupos de dutos circulares adjacentes, cada qual rotacionando o fluxo de líquido em 90°.

Outro desenho de misturador estático com baixa geração de perda de carga foi elaborado por Armeniades (1966), atualmente desenvolvido e utilizado pela empresa Chemineer Inc. com a marca Kenics (figura 1). O projeto consiste de uma série de elementos estáticos de mistura alinhados a 90°, cada qual composto por um trecho de helicóide de comprimento igual a 1,5 vezes o diâmetro de tubo. Cada elemento promove um giro de 180° no fluxo, arranjado em seqüência alternada. O desempenho deste misturador está associado à divisão do fluxo, bem como a reversão e ação de mistura radial.



Figura 1 – Misturador estático tipo Kenics

Mais ainda, o desempenho do misturador estático tipo Kenics tem sido investigado numericamente (Arimond e Erwin, 1985b; Dackson e Nauman, 1987; Ling e Zhang, 1995) e com fluxos tridimensionais (Khakar et al., 1987; Kusch e Ottino, 1990), colocando-o sempre entre os melhores misturadores para regime turbulento, tanto na questão de consumo de energia quanto de eficiência de mistura.

Harder (1971) patenteou um misturador estático com quatro dutos por elemento de mistura, usando-os para rotacionar e transladar as camadas de fluido entre si.

Tauscher e Schutz (1973) desenvolveram um misturador estático para regime laminar de múltiplos canais com baixa geração de perda de carga para a empresa Sulzer Bros que foi denominado Sulzer SMX (figura 2). O projeto consistiu em dividir o fluxo de fluido em correntes individuais forçando-as a encontrarem-se transversalmente ao longo dos elementos de mistura, defasados entre si de 90° . Diversas versões deste misturador foram criadas, permitindo seu emprego em fluxos turbulentos, como mostra a figura 2, com o misturador estático tipo Sulzer SMV.



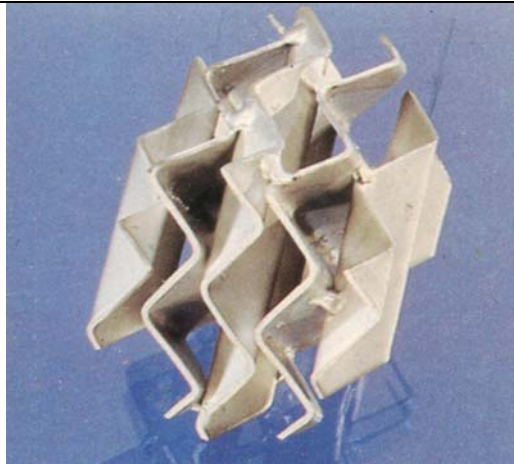


Figura 3 - Misturador estático tipo Sulzer SMV

3.3. Eficiência de mistura

Um dos primeiros estudos realizados no tocante à qualidade de mistura em processos com misturadores estáticos foi realizado por Hall e Godfrey (1965) utilizando-se de pastas coloridas para a verificação dos padrões de fluxo. Cooke e Bridgwater (1977) analisaram a importância do tamanho da amostra na avaliação da qualidade de mistura.

3.3.1. Regime laminar

Já para o regime laminar, acreditava-se, originalmente que era necessário, para se obter a mistura, os passos individuais de separação, rearranjo e posterior reagrupamento das camadas do fluxo, construindo guias, ou vias, para o fluxo. Este é o conceito do misturador estático tipo ISG (figura 4), da Ross, que direciona o fluxo do centro para as paredes do tubo e posteriormente das paredes para o centro. (Pahl e Muschelknautz, 1982).



Figura 4 – Misturador estático tipo ISG

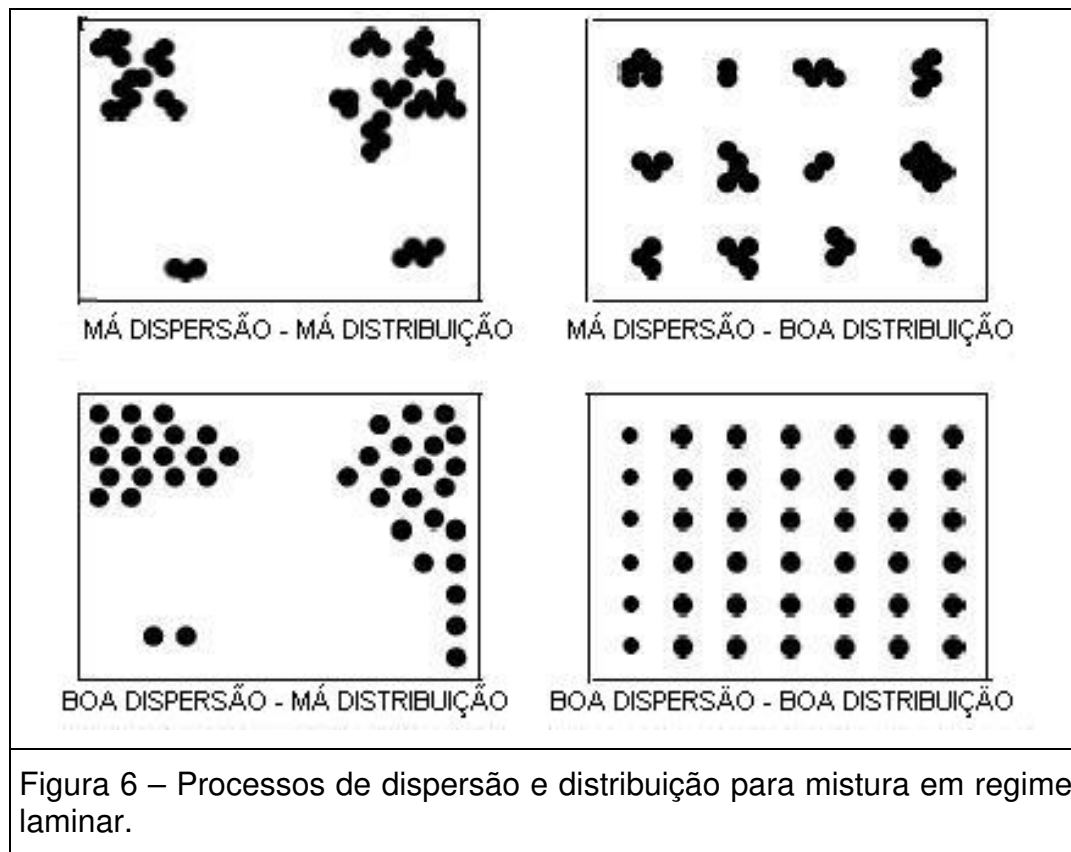
Para o regime laminar, a mistura é atingida por uma combinação de divisão do fluxo, re-orientação do fluxo e campos de cisalhamento. Isto serve para reduzir a escala de regiões com ausência de mistura (também chamadas estriações). O processo de mistura por mistura se procede esticando as camadas do fluido, como mostrado na figura 5, diminuindo a espessura das camadas e aumentando a área interfacial entre as camadas, região está que é onde ocorre a mistura propriamente dita - Manas-Zloczower (1997).



Figura 5 – Estiramento das camadas – mecanismo de mistura para o regime laminar.

Uma abordagem similar consiste em estudar o estiramento (ou comprimento estirado) do elemento fluido. Quanto maior for o estiramento, maior será a área interfacial, e maior o contato entre as fases a serem misturadas (Muzzio et al., 1991).

Para sistemas multifásicos em regime laminar, há dois processos de mistura principais, a dispersão e a distribuição (figura 6). O processo de dispersão consiste em reduzir o tamanho das partículas enquanto que o processo de distribuição (mistura distributiva) consiste em espalhar espacialmente as partículas.



Em 1998, Jaffer e Wood, realizaram experimentos com o misturador estático tipo Kenics (figura 1) sob 3 geometrias, e quantificaram a mistura sob regime laminar utilizando como parâmetro de mistura a média da espessura de estriamento, variância da largura de estriamento e área interfacial, utilizando indução fluorescente à laser e análise digital de imagens. Os autores determinaram os números de Reynolds críticos para as diferentes geometrias estudadas.

A mistura distributiva pode ainda ser avaliada numericamente (Rauline 1998), mapeando (*tracking*) as partículas. Uma vez que o campo de velocidades é calculado, as trajetórias das partículas são obtidas pela integração no tempo da velocidade. A concentração da partícula pode então ser determinada na saída, obtendo assim a qualidade da mistura.

Secções de Poincaré também têm sido usadas para identificar regiões isoladas, ilhas, dentro da qual o fluxo é regular e a mistura é pobre. Secções de Poincaré consistem no mapeamento (*tracking*) da trajetória de poucas partículas e salvar suas intersecções com os planos transversais ao tubo. Os resultados são então projetados em um plano de referência para análise. Estas ferramentas foram usadas para estudar o fluxo de um misturador estático tipo Kenics simplificado (Khakhar et al., 1987).

No ano de 1998, Hobbs et al., apresentaram seus estudos sobre o misturador estático tipo Kenics (figura 1), sob baixo, número de Reynolds, caracterizando assim o regime laminar. O mesmo foi analisado utilizando-se o método numérico, com elementos finitos. O trabalho numérico, neste caso, enfoca aspectos deste tipo de misturador ainda não considerados, ou, pelo menos, não publicados, até então, que seriam o efeito do espaçamento entre cada elemento do misturador e a espessura das chapas que compõem o elemento do misturador estático.

3.3.2. Regime turbulento

Para se obter a mistura em regime turbulento, tem sido usado o recurso de aumentar o número de turbilhões, ou gerar turbulência (figuras 7 e 8). Para fluxos de gás, em tubos vazios a turbulência natural causa a homogeneização após um comprimento de aproximadamente noventa vezes o diâmetro da tubulação. Uma curva de 90° reduz este comprimento para sessenta e cinco vezes o diâmetro da tubulação. (Pahl e Muschelknautz, 1982).



Figura 7 – Desenho esquemático da geração de turbulência – mecanismo de mistura para regime turbulento.



Figura 8 – Foto da geração de turbulência – mecanismo de mistura para regime turbulento.

Jaffer e Wood, em 1998, descrevem que, quando operando em regime turbulento, os elementos do misturador estático geram um alto grau de turbulência, conduzindo a um aumento de dissipação de energia pela viscosidade e diminuindo as dimensões dos turbilhões que promovem a mistura.

Em 1998, Karoui et al., estudaram o desempenho do misturador estático tipo Sulzer SMV (figura 7), sob regime turbulento. Foi utilizado um laser de indução fluorescente para a realização das medidas. Analisaram a mistura pela concentração local medida na saída do misturador estático, com diferentes configurações. Estudou-se a influência do número de elementos, suas posições e a relação das velocidades entre os dois fluidos a serem misturados.

Os estudos de Karoui et al., em 1998, mostraram que a mistura do misturador estático tipo Sulzer SMV (figura 3), nas condições por eles ensaiadas, se deve tanto ao fluxo tangencial como ao fluxo radial e a intensidade de turbulência, é consideravelmente aumentada pelos elementos de mistura deste tipo de misturador estático.

Os mecanismos de mistura do Oxynator, misturador estático apresentado por Barrué *et al.* em 2002 se procede com o misturador gerando oito turbilhões em uma zona central, cada turbilhão aumentando ao longo do espaço à medida que se distanciam do injetor. A homogeneidade é atingida quando todos os turbilhões se encontram, formando assim uma única zona de turbilhonamento. Foram analisados ainda o consumo de energia e a eficiência de mistura do novo tipo de misturador estático, comparando o desempenho do misturador tipo Oxynator com dois tipos existentes, os misturadores estáticos gás-gás tipo KMA, da Sulzer e o SMI, da Chemineer. Foi concluído por Barrué *et al.* que o desempenho dos três misturadores estudados foram muito semelhantes, tanto para eficiência de mistura como para consumo de energia.

3.3.3. Parâmetros de avaliação da eficiência de mistura

Com uma análise detalhada da secção transversal do duto em estudo, há diversos índices que poderiam ser utilizados para descrever a eficiência de mistura, destacando-se entre eles a própria variância e a variância baseada em índices de mistura, como os parâmetros I_1 , I_2 e I_s (de Lacey, 1943 e 1954 e Danckwerts, 1953) que foram aplicados no ao longo da tubulação, elemento a elemento:

$$I_1 = \sqrt{\frac{C(1-\bar{C})}{n\sigma^2}} \quad (3.1)$$

$$1 - I_2 = \frac{\sigma^2 - \sigma_R^2}{\sigma_o^2 - \sigma_R^2} \quad (3.2)$$

$$I_s = \frac{\sigma^2}{\sigma_o^2} \quad (\text{intensidade de segregação}) \quad (3.3)$$

Ou ainda a própria variância (σ^2) – por Godfrey (1985):

$$\sigma^2 = \frac{\sum (C - \bar{C})^2}{n - 1} \quad (3.4)$$

onde:

C : concentração da amostra;

$\bar{C}$: concentração média;

n : número de amostras

σ_o^2 : é a variância inicial (antes de se realizar a mistura);

σ_R^2 : é a variância para a mistura randômica;

OBS.: Todos para um mesmo tamanho de amostra..

Ainda segundo Godfrey, 1985, recentes descrições da taxa de mistura, tanto em pesquisa como comercialmente, têm sido apresentadas em termos da redução do coeficiente de variação $\frac{\sigma}{C}$ com o número de elementos de mistura ou comprimento do misturador. Foi sugerido por Streiff (1979) na “*Third European Conference of Mixing*” que o coeficiente de variação (cv) é mais relevante para a descrição do processo comercial de mistura que o próprio desvio padrão (σ) ou a intensidade de segregação.

Como regra geral, Godfrey (1985) utiliza o valor de $cv=0,05$ como estimativa de condições de mistura plena.

Como este parâmetro de avaliação (cv) é o mais encontrado na literatura, visando ter mais dados para comparação dos resultados experimentais do presente trabalho, adotou-se este parâmetro de comparação para eficiência de mistura.

A distribuição do tempo de residência é usada, às vezes, como critério de mistura. Quanto mais estreita for a distribuição, maior será a homogeneidade na mistura. Como descrito na literatura, (Ottino, 1989) este critério analisado sozinho não traz boas conclusões. Mais ainda, uma distribuição estreita do tempo de residência implica que uma pequena perturbação na alimentação da taxa de fluxo pode ser vista na saída. Tais observações foram determinantes na não adoção deste parâmetro no presente trabalho.

Existe um grande número de trabalhos de avaliando a eficiência de mistura utilizando a análise do caos (Ottino, 1989), com o nível de caos como indicação da eficiência de mistura. Na prática, os expoentes de Lyapunov são usados como parâmetros quantitativos. Se o expoente de Lyapunov for positivo, o sistema é caótico e quanto mais alto for o expoente de Lyapunov, mais caótico é o sistema, com melhor eficiência de mistura. Os

expoentes de Lyapunov foram determinados experimentalmente em misturadores estáticos e também computados em misturadores dinâmicos.

3.4. Consumo de energia

Segundo Godfrey, (1985), há uma certa confusão na definição do fator de fricção(ϕ) usado em diferentes trabalhos mas em todos os casos, o produto do fator de fricção (ϕ) pelo número de Reynolds (Re) é aproximadamente constante. Pela definição de fator de fricção utilizada por Wilkinson e Cliff (1977) e posteriormente por Pahl e Maschelknautz (1982), o valor do produto de $\phi \cdot Re$, para o duto vazio, é de 64.

$$\phi = \frac{2D\Delta P}{L_t \rho v_s^2} \quad (3.5)$$

$$Re = \frac{v_s D \rho}{\mu} \quad (3.6)$$

Os dois grupos adimensionais acima são baseados no diâmetro do tubo vazio (D) incluindo o valor de v_s que é a velocidade superficial. Em princípio só é necessário um único valor de ΔP para cada valor de v_s para definir o produto de $\phi \cdot Re$ para qualquer misturador estático, mas uma faixa maior de medições pode trazer informações úteis a respeito da pequena variação de $\phi \cdot Re$ e também do limite superior do regime laminar em termo de Re .

Em 1998, Jaffer e Wood, descrevem que a energia de mistura é obtida da perda de carga inerente ao fluxo de fluido através dos elementos do misturador estático, sendo esta uma das grandes vantagens sobre os agitadores convencionais.

O grau de subdivisão dos elementos do fluido, ou partículas fluidas, são diretamente proporcionais à perda de carga, segundo Ottino, 1983.

Hobbs et al., no trabalho publicado em 1998, obtiveram a perda de carga como resultado de simulações numéricas e confrontaram seus resultados com os dados da literatura para o misturador estático tipo Kenics (figura 1), conseguindo desvios bastantes pequenos entre os resultados obtidos e os existentes na literatura.

Na literatura, as correlações de perda de carga são apresentadas de três diferentes formas. Rauline et al. (1998), descrevem um fator Z foi introduzido (perda de carga com o misturador estático sobre a perda de carga com o tubo vazio).:

$$Z = \frac{\Delta P_{\text{misturador}}}{\Delta P_{\text{vazio}}} \quad (3.7)$$

Outro modo, ainda segundo Rauline et al., 1998, é utilizar o fator de fricção $\phi/2$ ou o número de Newton, Ne:

$$Ne = 4 \frac{\phi}{2} = \frac{\Delta P \cdot D}{\rho \cdot v^2 \cdot L} = \frac{\text{constate}}{Re} \quad (3.8)$$

onde L é o comprimento do misturador estático.

Rauline et al. (1998) citam ainda que, algumas vezes o produto $NeRe = K_p$ é usado como analogia à constante de potência dos agitadores mecânicos convencionais. A perda de carga é então obtida da seguinte fórmula (onde Q é a taxa de fluxo volumétrico ou capacidade efetiva):

$$\Delta P = K_p \frac{\mu v L}{D^2} = K_p \mu \frac{4Q}{\pi D^4} L \quad (3.9)$$

Ainda segundo Rauline et al., 1998, para o tubo vazio, K_p é igual à 32. Está mostrado nas tabelas 1 a 5 um resumo das correlações publicadas nas suas formas originais, estando o valor de K_p calculado para o regime laminar ($Re < 10$).

Tabela 1 – Correlações de perda de carga para o Kenics

Correlação	L/D	Referência	K_p
$Z = 4,86 + 0,68 \cdot Re^{0,5}$	1,5	Bor (1971)	156
$Z = 7$	N/A	Pahl e Muschelknautz (1982)	224
$Z = 6,87$	1,5	Heywood et al. (1984)	220
$Z = 5,1 + 0,714 \cdot Re^{0,5}$	1,5	Cybulski e Werner (1986)	163
$Z = 7,2 + Re/32$	1,5	Cybulski e Werner (1986)	230

Tabela 2 – Correlações de perda de carga para o Inliner

Correlação	Referência	K_p
$Ne \cdot Re = 290$	Alloca (1982)	290
$Z = 9$	Pahl e Muschelknautz (1982)	288

Tabela 3 – Correlações de perda de carga para o LPD

Correlação	Referência	K_p
$Z = 6,04$	Heywood et al., (1984)	193
$\emptyset = 140/Re$	Fasol (1995)	279

Tabela 4 – Correlações de perda de carga para o SMX

Correlação	Referência	Kp
$Z = 10 \text{ a } 60$	Pahl e Muschelknautz (1982)	320 a 1920
$\varnothing = 950 / Re$	Cybulski e Werner (1986)	1900
$Z = 38,7$	Streiff (1979)	1240
$\varnothing = 475/Re$	Kalbitz (1990)	947

Tabela 5 – Correlações de perda de carga para o ISG

Correlação	Referência	Kp
$Ne.Re = 9600$	Allocca (1982)	9600
$Z = 250 \text{ a } 300$	Pahl e Muschelknautz (1982)	8000 a 9600
$Z = 284$	Heywood et al. (1984)	9090
$\varnothing = 3000/Re$	Cybulski e Werner	6000

Há uma importante discrepância nos vários resultados publicados. Esta discrepância se deve ao fato de que algumas características geométricas não foram consideradas por diversos autores como t/D e L/D , Rauline et al., (1998).

Barrué et al (2002) realizaram a medição da perda de carga do fluxo principal por meio de manômetros de água, colhendo a pressão diferencial entre os pontos de entrada e saída do misturador estático na tubulação.

A intensidade da turbulência gerada pelo Oxynator, apresentado por Barrué et al., em 2002, é maior do que a turbulência criada pelos outros misturadores, o Sulzer KMA e o SMS da Chemineer, enquanto que a perda de carga é mínima, menor do que a do KMA e igual a do SMS. A particularidade deste misturador se deve ao fato de que nenhum impacto é gerado entre o fluxo secundário e o tubo.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Materiais

A bancada de ensaios experimentais é formada por:

1 – Rodízios em poliuretano para movimentação, conforme Figura 9.

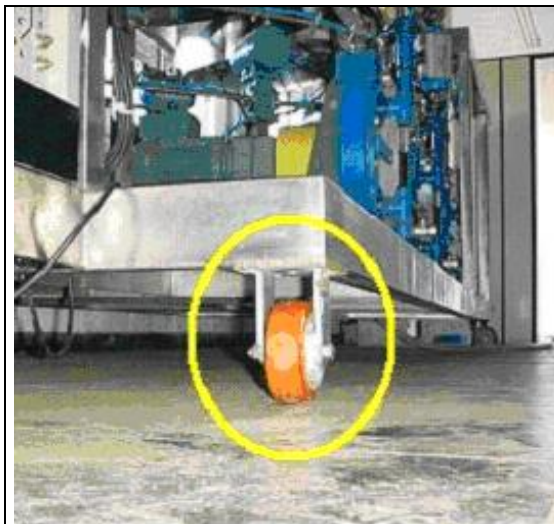


Figura 9 – Rodízios em poliuretano.

2 – “Skid” para suporte dos equipamentos da bancada – Figura 10.



Figura 10 – “Skid” de suporte da bancada (com tanque de produto final de 750 litros em primeiro plano).

3 – 03 Tanques em aço inoxidável AISI 304 para armazenagem dos componentes com capacidade de 250 litros cada um (tanque componente A, tanque componente B e tanque componente C) como mostra a Figura 11.



Figura 11 – 03 Tanques para componentes, com capacidade de 250 litros cada um.

4 – Tubulação de sucção, interligando os 03 tanques de componentes mostrados na Figura 13. Tem-se 03 dutos (duto A, duto B e duto C) de saída dos tanques componentes que chegam até o duto principal – Figura 12.



Figura 12 – Tubulação de sucção do tanque componente A, com detalhe da válvula de esfera com acionamento pneumático.

5 - 03 Válvulas de esfera entre flanges, com acionamento pneumático para controle dos fluxos na tubulação de sucção.

6 – 01 Tanque em ao inoxidável AISI 304 para o produto final (mistura dos componentes) de 750 litros (tanque final) – Figura 10 – em primeiro plano.

7 - 01 Válvula de esfera entre flanges, com acionamento manual para esgotamento do tanque de produto final – Figura 13.



Figura 13 – Válvula de esfera entre flanges no tanque de produto final.

8 – 03 Bombas peristálticas ALLWEILER, ASH 25 GN ID/1T4, vazão máxima de 400 litros/hora – Figura 14.



Figura 14 – Uma das três bombas peristálticas ALLWEILER. Detalhe do motoredutor SEW de acionamento da bomba

9 – Acionamento das 03 bombas peristálticas ALWEILLER mostradas na figura 15 : 03 conjuntos compostos por motoredutor / inversor, sendo os motores de marca SEW, DFZ80K4, rotação nominal de 1680 rpm, potência instalada de 0,55 kW, 220/380V, trifásico, 60 Hz, IP55 – Figura 14 - e os inversores de frequência de marca WEG, CFW 08 Vector Inverter, software versões 3.6 X, instalados no painel de proteção e comando (figura 26).

10 – 03 Medidores de vazão, marca FISHER ROSEMOUNT, 570 TM - Figura 15 - com capacidade (calibrada) até 400 litros/hora.



Figura 15 – Um dos três medidores de vazão, marca FISCHER ROSEMOUNT, calibrado para vazão máxima de 400 litros/hora.

11 – Na tubulação secundária, tem-se 03 trechos de tubulação removíveis, transparentes, com comprimento de 100 mm cada um, entre flanges, que serão os pontos de inserção dos misturadores estáticos (trecho 01, trecho 02 e trecho 03). Figuras 16 e 17.

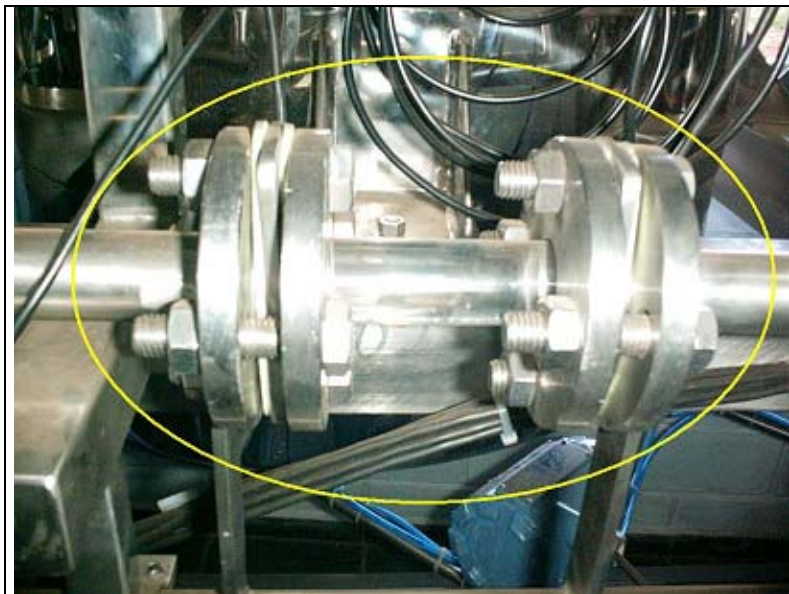


Figura 16 – Detalhe do trecho (transparente) onde é inserido um misturador estático.



Figura 17 – Vista dos 03 trechos da tubulação secundária onde são inseridos os 03 misturadores estáticos.

12 – Na tubulação secundária tem-se 04 pontos para medição de pressão, sendo o primeiro antes do trecho 01 e os outros três logo após cada trecho (misturador estático) Figura 18.

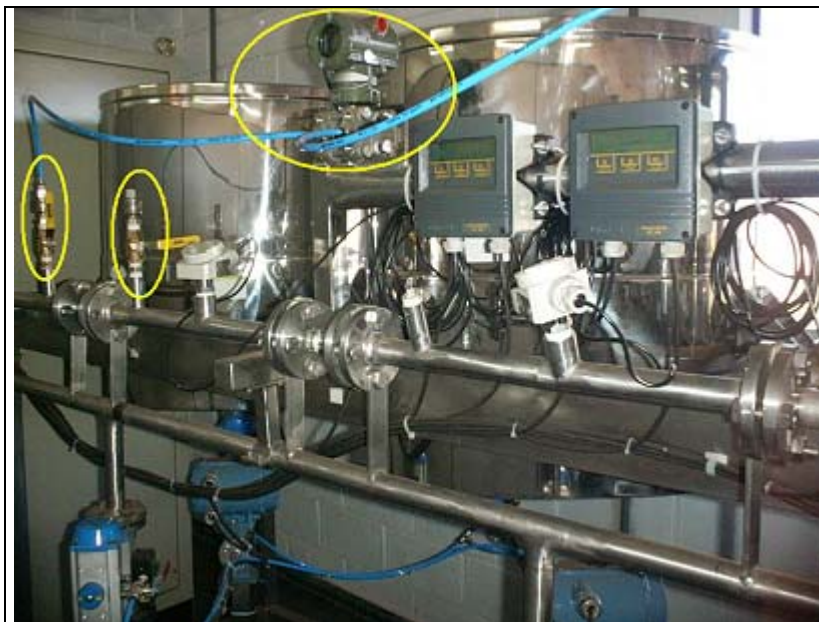


Figura 18 – Pontos de tomada de pressão, no detalhe, antes e depois do trecho 01.

13 – Medidor de pressão (diafragma), marca YOKOGAWA, EJA110 A -
Figura 19.



Figura 19 – Medidor de pressão, marca YOKOGAWA.

14 – Na tubulação secundária tem-se 03 tomadas para medição de condutividade elétrica, sempre posterior a cada trecho do misturador estático - Figura 20.



Figura 20 – 03 Pontos de tomada de condutividade elétrica, em destaque.

15 –Medidores de condutividade marca DIGIMED, TC44 - Figura 21 - para a tubulação secundária.



Figura 21– Dois dos três medidores de condutividade elétrica da tubulação secundária, marca DIGIMED, em destaque.

16 – Microcomputador dotado de “software” supervisorio para comando e controle da bancada – Figura 22.



17 – Sistema supervisório para comando e controle do sistema da bancada com detalhe das telas para a operação do sistema e relatório - Figuras 23 a 25.

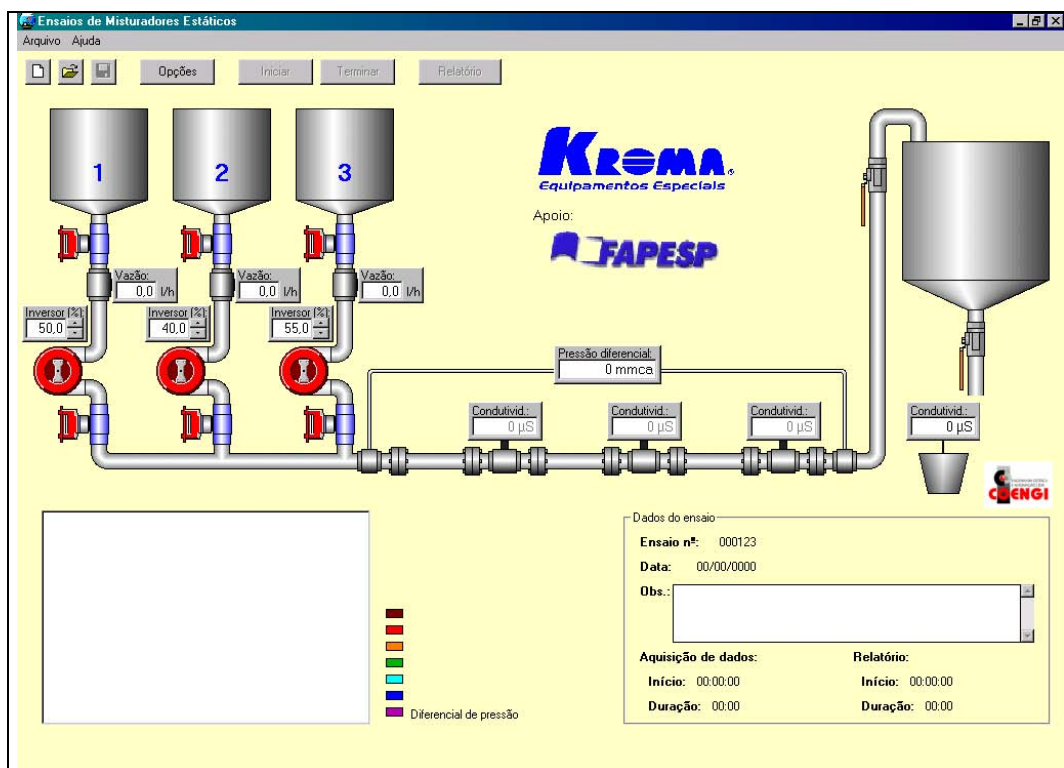


Figura 23 – Sistema supervisório: tela de operação da bancada.

Condições do ensaio

Obs:
Laminar - 19/06 3 escamas duplas A
ensaio 2 (a) - comperlan KDB

Produtos:

☒	Comperlan KDB	Condutividades (µS):	3	<..
☒	Água		60	<..
☐				<..

☒ Misturador 1
☒ Misturador 2
☒ Misturador 3

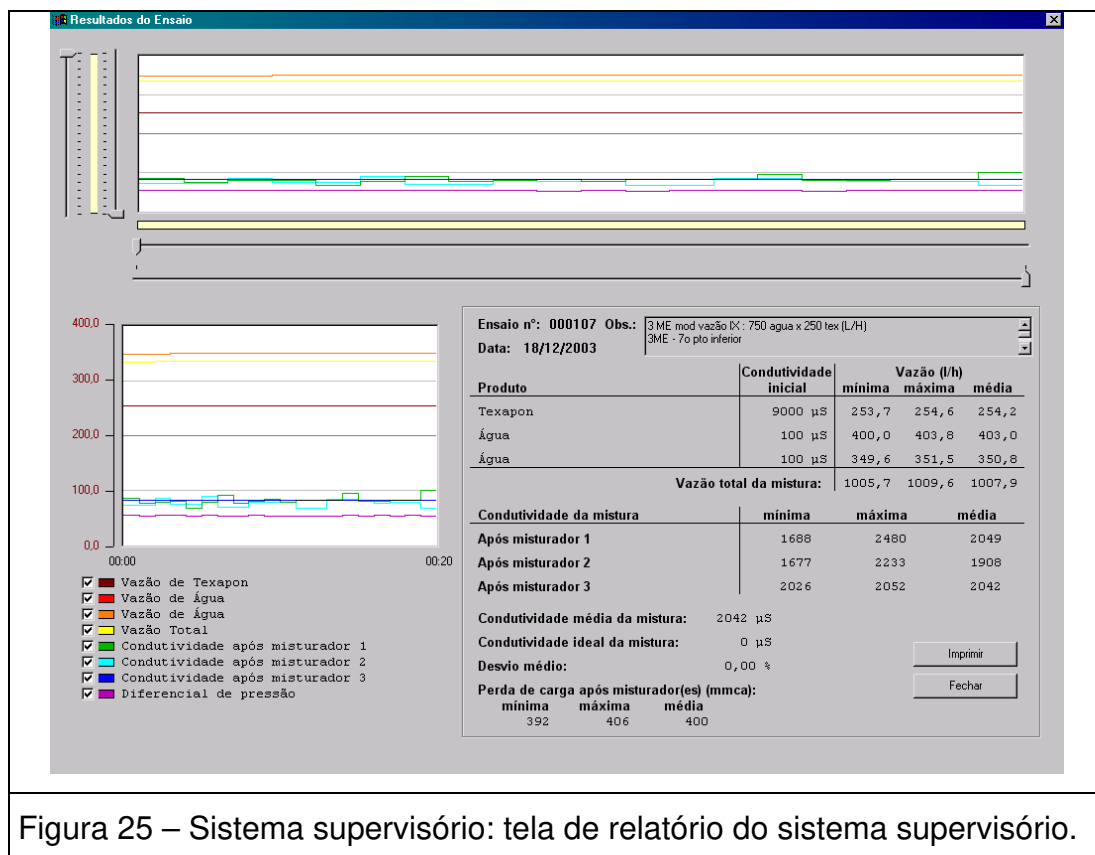
Condutividade ideal após misturador(res): 3 4 6 <..

Duração máxima do ensaio: 01:30

Amostra: 0 µS

OK Cancelar

Figura 24 – Sistema supervisorio: tela com dados de entrada do ensaio experimental.



18 – Painel de comando da bancada - Figura 26.



Figura 26 – Painel de comando.

19 – 01 Medidor de condutividade DIGIMED para amostras – Figura 27.



Figura 27 – Medidor de condutividade elétrica de amostras, marca DIGIMED.

20 – 01 Coletor de amostras com regulagem vertical – Figura 28.



Figura 28 – Coletor de amostras com regulagem vertical, fabricado na KROMA.



Figura 29 – Misturador de bancada – utilizado para misturar as amostras com concentrações conhecidas dos produtos utilizados.



Figura 30 – Detalhe do impelidor do misturador de bancada

Para validar os resultados, foram ensaiados na bancada os melhores misturadores estáticos elencados pela simulação via CFD (relatório projeto PIPE FAPESP processo número 2000/13183-6, Joaquim Júnior):

1) Misturador estático tipo ALETAS

Foram fabricados diversos módulos do misturador de aletas para que se pudesse montar 03 misturadores com comprimento de 56 mm cada um obtendo os valores de 2, 4 e 6 para parâmetro L/D. (Nota: reduziu-se o comprimento do misturador estático tipo aletas, pois o mesmo com comprimento de 112 mm atingia diferenciais de pressão maiores que a capacidade máxima de leitura do medidor de pressão da bancada de testes.)



Figura 31 – Um dos três misturadores estáticos tipo ALETAS ensaiados na bancada de testes.

2) Misturador estático tipo escamas duplas tipo A modificado (EDA)

Foram fabricados três misturadores idênticos, com 112 mm de comprimento (L/D de 4,8,12), para os ensaios em bancada (Figura 32).

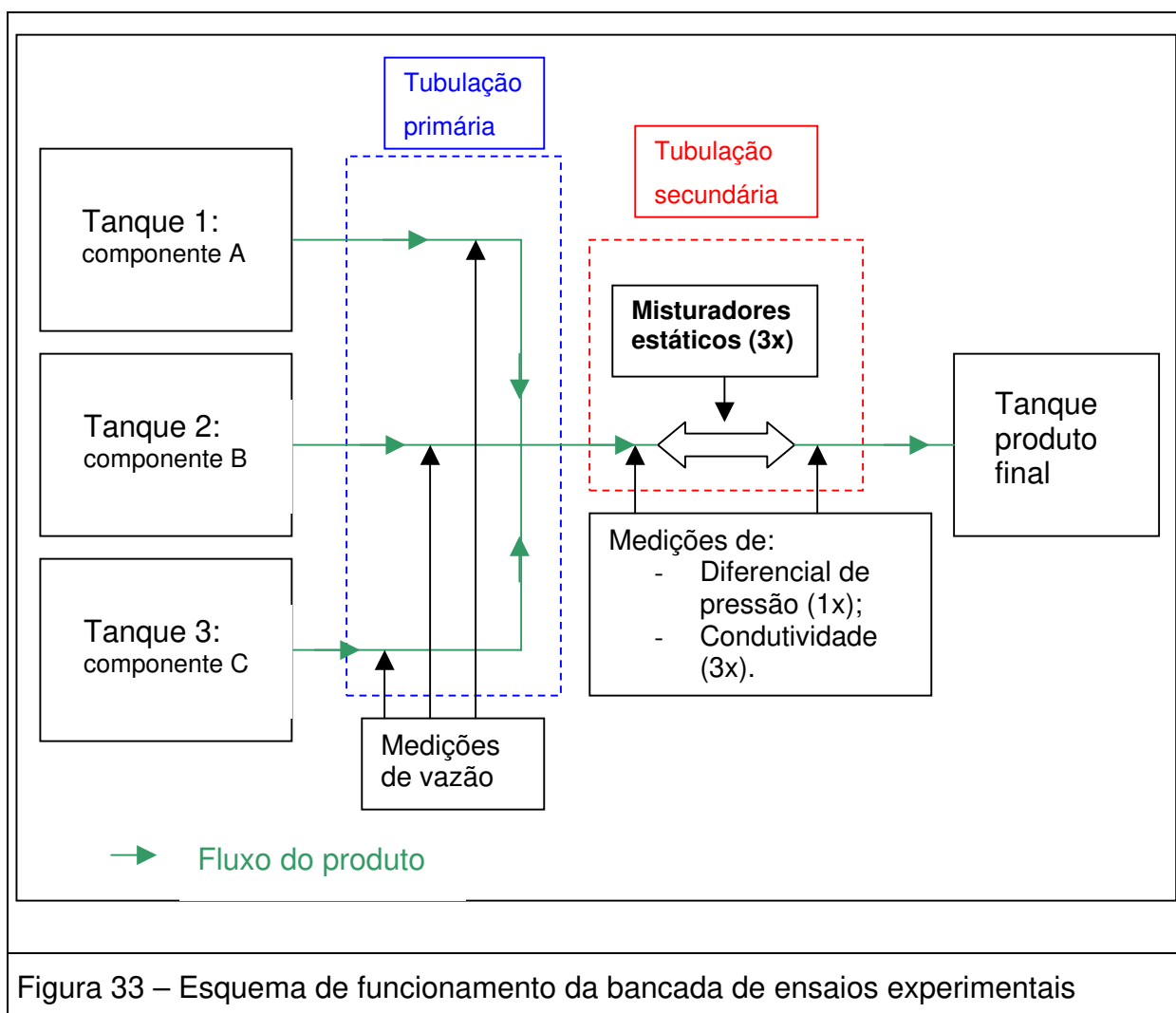


Figura 32 – Um dos três misturadores estáticos tipo escamas dupla A modificado (EDA) ensaiados na bancada de testes.

4.2. Métodos

4.2.1. Ensaios experimentais

Para realização dos ensaios experimentais foi projetada e construída uma bancada de testes segundo o esquema mostrado na Figura 33:



4.2.1.1. Funcionamento da bancada de testes experimentais

Para o funcionamento da bancada, os tanques componentes devem estar com produto. Todo o acionamento e controle são feitos através de um microcomputador dotado de um programa supervisorio (figura 23). Pelo computador é acionado o funcionamento do sistema do primeiro, segundo ou terceiro tanque, podendo ser acionados isoladamente ou em simultaneamente.

A operação de um tanque componente se dá por meio de uma bomba peristáltica, acionada por conjunto motoredutor e inversor, possibilitando que a mesma funcione a partir de zero litros por hora até 400 litros por hora que é a capacidade máxima das bombas.

O controle de vazão é feito através do inversor de frequência e do medidor de vazão. Pode-se ajustar a vazão para cada tanque independentemente dos demais.

Antes de se iniciar o processo de aquisição de dados pelo supervisorio, a bancada pode estar em operação, garantindo que o sistema atinja regime permanente, ou seja, que as unidades medidas estabilizem.

As medições feitas pelo supervisorio são:

- Medição de pressão: de forma direta, com medição de pressão entre 1000 a 1500 leituras por minuto, realizada pelo medidor de pressão mostrado na (figura 19). A medição de pressão é feita em dois pontos, com 3 possibilidades:
 - o Para 1 misturador estático (antes e depois do misturador);
 - o Para 2 misturadores estáticos (antes do primeiro e depois do segundo);

- Para 3 misturadores estáticos (antes do primeiro e depois do terceiro)
- Medição de condutividade: por meio de células de condutividade, mostradas nas figuras 20 e 34. A sonda não permite mudança em sua posição. Pode ser ajustado pelo programa supervisorio para medição de 1, 2 ou 3 misturadores estáticos. O dispositivo de medição realiza em torno de 900 leituras de condutividade por minuto.

O fluxo do produto vai dos 3 tanques componentes, passando pela tubulação primária (com controle de vazão), que tem aproximadamente 5 metros de percurso, passando a se misturar na chamada tubulação secundária, que fica na posição horizontal, com 3 metros de percurso, até chegar ao tanque de produto final, onde é armazenado para descarte em momento oportuno.

Após estabilizada as medidas (atingido o regime permanente), pode ser acionado o temporizador do supervisorio que passa a registrar e salvar todas as medidas em um relatório. Os relatórios, figura 25, podem ser salvos em arquivo para posterior visualização e tratamento dos dados, possibilitando inclusive restrições na faixa e tempo considerado, permitindo descartar um período do teste que possa ter havido uma perturbação indesejada. Possibilita ainda selecionar as variáveis mostradas no relatório, permitindo uma análise dos gráficos com relatórios menos poluídos.

Os dados que são gerados pelo relatório são mostrados nas tabelas 6 e 7:

Tabela 6 - Dados gerados pelo programa supervisorio em relatório – condutividade dos componentes e vazão.

Produto	Condutividade inicial (μS)	vazão (l/h)		
		mínima	máxima	média
Texapon	9000	253,7	254,6	254,2
Água	100	400,0	403,8	403,0
Água	100	349,6	351,5	350,8
Vazão total da mistura:		1005,7	1009,6	1007,9

Tabela 7 - Dados gerados pelo programa supervisorio em relatório – condutividade da mistura.

Condutividade da mistura	mínima	máxima	média
Após misturador 1	1688,0	2400,0	2049,0
Após misturador 2	1677,0	2233,0	1908,0
Após misturador 3	2026,0	2052,0	2042,0

Mostra ainda a perda de carga, mínima, máxima e média do misturador ou dos misturadores ensaiados.

Parâmetros experimentais relacionados às características da bancada de ensaios e seus periféricos e aos produtos (fluidos) utilizados:

1) Escolha do produto:

Área de ensaios não classificada: não poderiam ser ensaiados produtos com risco de manuseio (inflamáveis, explosivos, tóxicos).

2) Capacidade máxima dos 3 tanques componentes (produtos a serem misturados) de 250 L (cada tanque)

3) Vazão:

- máxima por bomba: 400 litros/hora (nominal da bomba)
- mínima por bomba: 50 litros/hora (restrição operacional do experimento)
- Faixa de erro na medição: 0,1 litros/hora

As bombas peristálticas geram uma vazão pulsante. Vazões baixas, menores que 50 L/h, comprometem a medição de diferencial de pressão (uma vez que o instrumento que mede o diferencial de pressão é muito sensível), pois as pulsações passam a ter um valor significativo para este valor limite de vazão.

4) Diâmetro interno da tubulação: 27,80 mm

- Desvio nas medidas: 0,01 mm

5) Número máximo de misturadores estáticos: 03

(Tomada de dados de condutividade e pressão)

6) Comprimento máximo de cada misturador estático: 115 mm.

7) Tempo de processo determinado pela capacidade dos tanques componentes (250 litros).

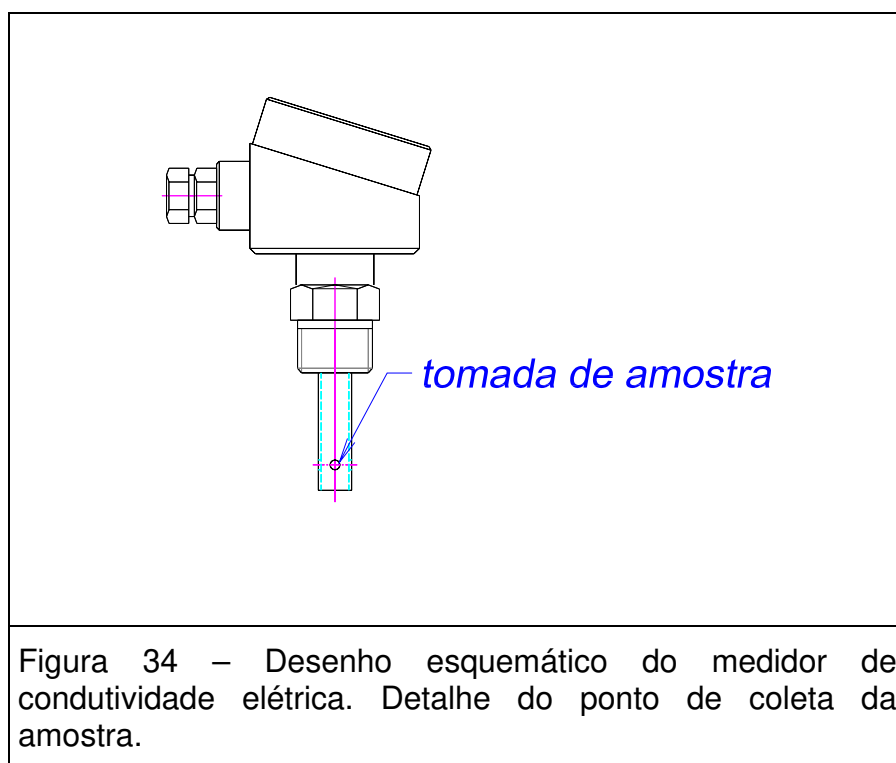
8) Faixa de medição de condutividade: 0 a 10.000 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

- Faixa de erro na medição: 1 $\mu\text{S}/\text{cm}$

9) Faixa de medição de diferencial de pressão: 0,0000 a 1,3100 atm

- Faixa de erro na medição: 0,0001 atm

10) A taxa de mistura foi medida por meio de diferenças de condutividade elétrica, com amostras coletadas pontualmente (Figura 34). A fim de permitir maiores precisões nos ensaios em bancada foi desenvolvido um dispositivo de coleta de amostras com regulagem na posição vertical (Figuras 35 e 36), limitado à seção transversal após o terceiro misturador estático, em função da dificuldade de operacionalização dos ensaios.



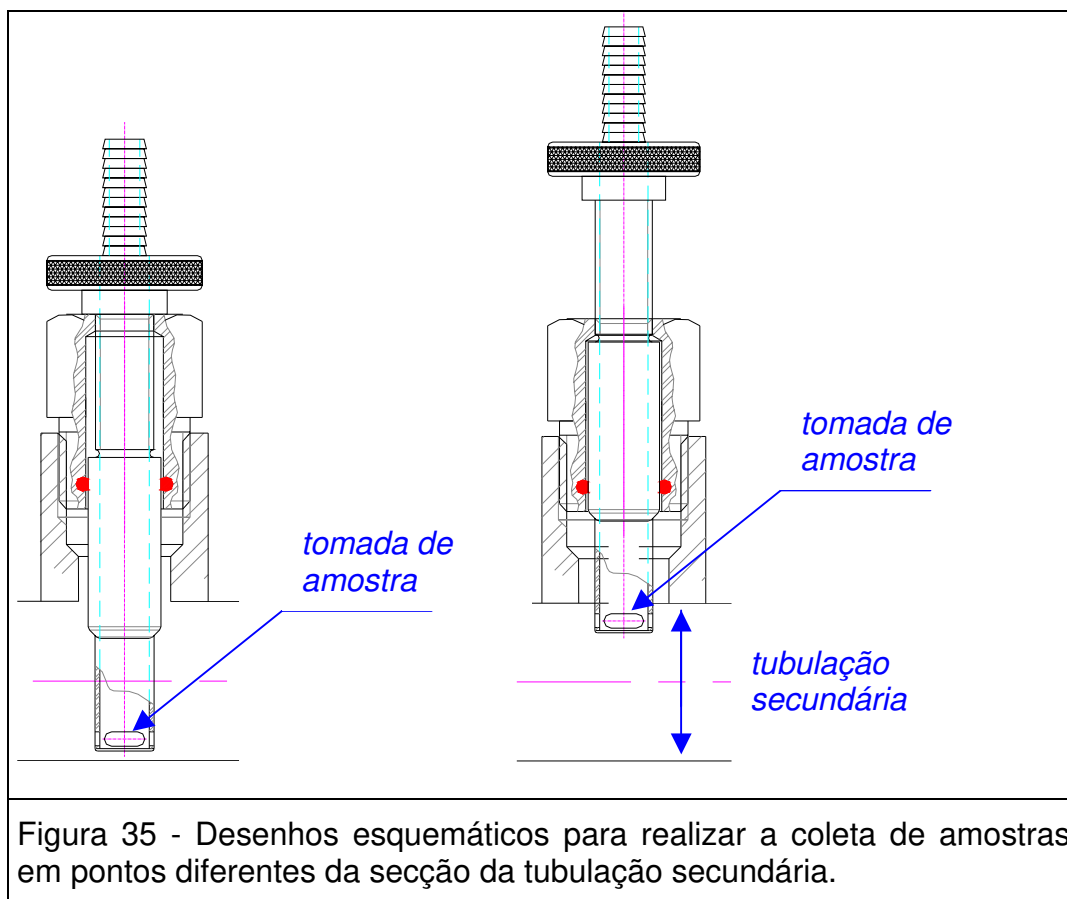


Figura 35 - Desenhos esquemáticos para realizar a coleta de amostras em pontos diferentes da secção da tubulação secundária.

A tomada de amostra se apresentou como um problema durante os experimentos. O ideal seria estar coletando amostras da camada mais inferior possível, uma vez que os produtos mostraram tendência de permanecer na parte inferior da tubulação secundária. Porém, para medição do ponto mais ao fundo seria necessário um furo de tomada de amostra com formato circular. Com um furo circular, haveria uma coleta em uma grande área da tubulação, comparada com o diâmetro da tubulação secundária. Para isso não ocorrer, foi definido um furo oblongo para coleta de amostra (figura 35). Mesmo o furo oblongo mostrou-se problemático, pois dado seu tamanho reduzido, os produtos apresentaram dificuldade de escoamento através do dispositivo. Foi confeccionado 4 dispositivos de coleta de amostra para se atingir uma melhor configuração de escoamento

do produto sem estar colhendo amostras de uma seção significativa da tubulação secundária.

Outro problema gerado pela tomada de amostra foi que a mesma gera uma perturbação no fluxo, podendo afetar os resultados do experimento.

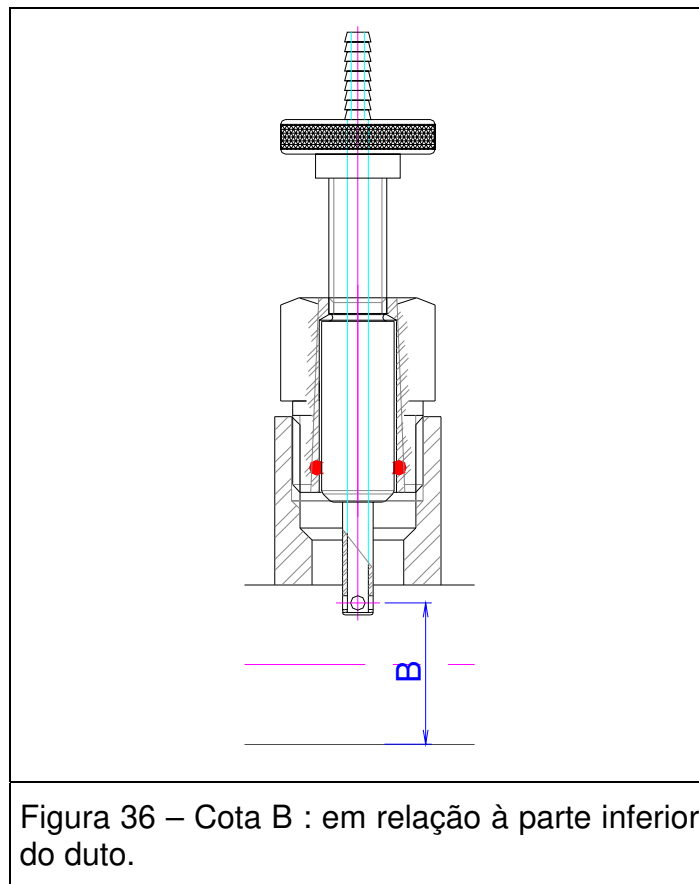


Tabela 8 - Distâncias ao ponto inferior da tubulação do coletor de amostras após o terceiro misturador.

Ponto	Posição (mm) cota B
1º	8
2º	12
3º	16
4º	20
5º	24

Seleção dos fluidos

Os fluidos adotados para os ensaios foram selecionados principalmente analisando a viabilidade técnica e de custos, sendo consideradas as seguintes características determinantes para a escolha:

- condutividade elétrica, com diferenças significativas entre si;
- não apresentarem riscos no manuseio (inflamáveis, explosivos, tóxicos);
- economicamente viáveis;
- possibilidade de ensaiar os regimes laminar e turbulento (densidade e viscosidade compatíveis)

Foi realizada uma pesquisa no mercado para a seleção de produtos que satisfizessem estas exigências, decidindo-se pelos 3 produtos abaixo:

1)Água

Densidade: 1.000 kg/m³

Viscosidade: 1,0 cP

Condutividade: 60 a 100 µS/cm

2)Comperlan KDB – Dietanolamida de óleo de babaçu

Densidade: 992 kg/m³

Viscosidade: 1080 cP

Possibilidade de se trabalhar no regime laminar

Condutividade: 3 a 6 µS/cm

Aplicação: cosméticos.

3)Texapon HDN – Lauril éter sulfato de sódio

Densidade: 1035 kg/m³

Viscosidade: 43 cP

Possibilidade de se trabalhar no regime turbulento

Condutividade: 24.000 µS/cm – A condutividade do Texapon ultrapassa o limite máximo de medição das células de condutividade. Para solucionar esta questão decidiu-se fazer uma diluição do produto em água no primeiro tanque (produto 1), tornando-o ainda mais propenso a atingir o regime turbulento. O mesmo apresentou facilidade para misturar-se com água.

Aplicação: cosméticos.

Durante o processo de levantamento da curva de calibração de condutividade por concentração, foi efetuada a mistura das amostras para levantamento das propriedades como condutividade, viscosidade e densidade. Constatou-se que a mistura de Comperlan com água apresentou um comportamento mais complexo do que o esperado, como forte presença de espuma e ainda que a mistura com água mostrou comportamento reológico não-Newtoniano, tornando mais difícil a determinação das viscosidades.

Neste texto os dois últimos produtos acima serão chamados simplesmente de Comperlan e Texapon, respectivamente.

Determinação das vazões dos fluidos utilizadas nos ensaios:

Utilizou-se o primeiro tanque para trabalhar-se com o produto específico (Texapon ou Comperlan) e os outros dois tanques para operar com água.

Para compor as vazões dos ensaios, com as restrições das bombas, utilizou-se do seguinte procedimento:

Como a vazão máxima das bombas é de 400 l/h, a vazão máxima de água seria de 800 l/h (dois tanques). A vazão máxima para o produto específico seria de 400 l/h operando na vazão máxima das três bombas haveria uma proporção de 33,3% de produto para 66,6% de água. Optou-se por trabalhar com uma proporção entre vazões de 25% de produto e 75% de água. A vazão máxima para o produto seria então de 250 l/h enquanto que a vazão máxima de água seria de 750 l/h.

Regimes de operação obtidos:

Considerando-se então as propriedades dos fluidos e as condições de operação obteve-se, para o tubo sem misturadores (VAZIO) regime laminar ou de transição, como pode ser observado nas Tabelas 9 a 12.

Notações utilizadas nas Tabelas 9 a 12:

Produto 1: 100% Comperlan KDB;

Produto 2: 25% de Texapon HBN + 75% de água;

Foi realizada a medição das concentrações de Texapon e água por medição de volume no tanque, medindo-se a altura de líquido. Erro na medição: 2,5%

Tabela 9 - Resumo das propriedades dos ensaios com produto 1

	%	densidade	viscosidade	cond. elétrica												
		kg/m³	cP	μS/cm												
água	75	1000	1	60												
produto 1	25	992	1080	6												
<table><tr><td>diâmetro da tubulação =</td><td>27,8</td><td>mm</td></tr><tr><td>dens_{principal} =</td><td>998</td><td>kg/m³</td></tr><tr><td>visc_{principal} =</td><td>0,271</td><td>Pa*s</td></tr><tr><td>tempo ensaio =</td><td>20</td><td>s</td></tr></table>					diâmetro da tubulação =	27,8	mm	dens _{principal} =	998	kg/m³	visc _{principal} =	0,271	Pa*s	tempo ensaio =	20	s
					diâmetro da tubulação =	27,8	mm									
					dens _{principal} =	998	kg/m³									
					visc _{principal} =	0,271	Pa*s									
tempo ensaio =	20	s														

Tabela 10 - Resumo das propriedades dos ensaios com produto 2

	%	densidade	viscosidade	cond. elétrica
		kg/m³	cP	μS/cm
água	75	1000	1	60
produto 2	25	1009	11,6	8000

diâmetro da tubulação =	27,8	mm
dens _{principal} =	1002,25	kg/m³
visc _{principal} =	0,004	Pa*s
tempo ensaio =	20	s

Tabela 11 - Vazões e Número de Reynolds para ensaios com o produto 1

ensaio	Q _{água}	Q _{produto1}	Q _{principal}	Q _{principal}	velocidade	Re
	L/h	L/h	L/h	m ³ /s	m/s	
1	150	50	200	0,00006	0,09	9,4
2	225	75	300	0,00008	0,14	14,1
3	300	100	400	0,00011	0,18	18,8
4	375	125	500	0,00014	0,23	23,4
5	450	150	600	0,00017	0,27	28,1
6	525	175	700	0,00019	0,32	32,8
7	600	200	800	0,00022	0,37	37,5
8	675	225	900	0,00025	0,41	42,2
9	750	250	1000	0,00028	0,46	46,9

Tabela 12 - Vazões e Número de Reynolds para ensaios com o produto 2

Ensaio	Q _{água}	Q _{produto2}	Q _{principal}	Q _{principal}	velocidade	Re
	L/h	L/h	L/h	m ³ /s	m/s	
1	150	50	200	5,6E-05	0,09	699
2	225	75	300	8,3E-05	0,14	1048
3	300	100	400	1,1E-04	0,18	1397
4	375	125	500	1,4E-04	0,23	1747
5	450	150	600	1,7E-04	0,27	2096
6	525	175	700	1,9E-04	0,32	2445
7	600	200	800	2,2E-04	0,37	2795
8	675	225	900	2,5E-04	0,41	3144
9	750	250	1000	2,8E-04	0,46	3493

Para os ensaios em simulação, foi considerado que na presença dos misturadores estáticos o fluxo tende a apresentar um aumento na turbulência. Assim, decidiu-se modelar os ensaios que em vazio apresentaram regime de fluxo de transição como regime turbulento.

Ensaio experimental

Foram realizados os seguintes ensaios experimentais para os dois produtos:

Produto 1: ensaio 5 – Regime Laminar (tabela 13)

Produto 2: ensaio 9 – Regime Turbulento (tabela 14)

Tabela 13 - Descrição dos ensaios com o produto 1 – regime laminar

Ensaio : 5 REGIME LAMINAR			
Tipo de misturador estático	Número de misturadores estáticos	comprimento (L) (mm)	L/D
EDA	1	112	4
	2	224	8
	3	336	12
ALETAS	1	56	2
	2	112	4
	3	168	6
vazio	Medidores posicionados para 1 misturador estático Medidores posicionados para 2 misturadores estáticos Medidores posicionados para 3 misturadores estáticos		

Tabela 14 - Descrição dos ensaios com o produto 2 – regime turbulento

Ensaio : 9 REGIME TURBULENTO			
Tipo de misturador estático	Número de misturadores estáticos	comprimento (L) (mm)	L/D
EDA	1	112	4
	2	224	8
	3	336	12
ALETAS	1	56	2
	2	112	4
	3	168	6
vazio	Medidores posicionados para 1 misturador estático Medidores posicionados para 2 misturadores estáticos Medidores posicionados para 3 misturadores estáticos		

Determinação da homogeneidade da mistura

O critério escolhido para avaliação da taxa de mistura foi a medição de condutividade dos fluidos. Assim, buscou-se relacionar a concentração da solução com sua condutividade através do levantamento de curva de correlação entre ambas, devidamente calibrada.

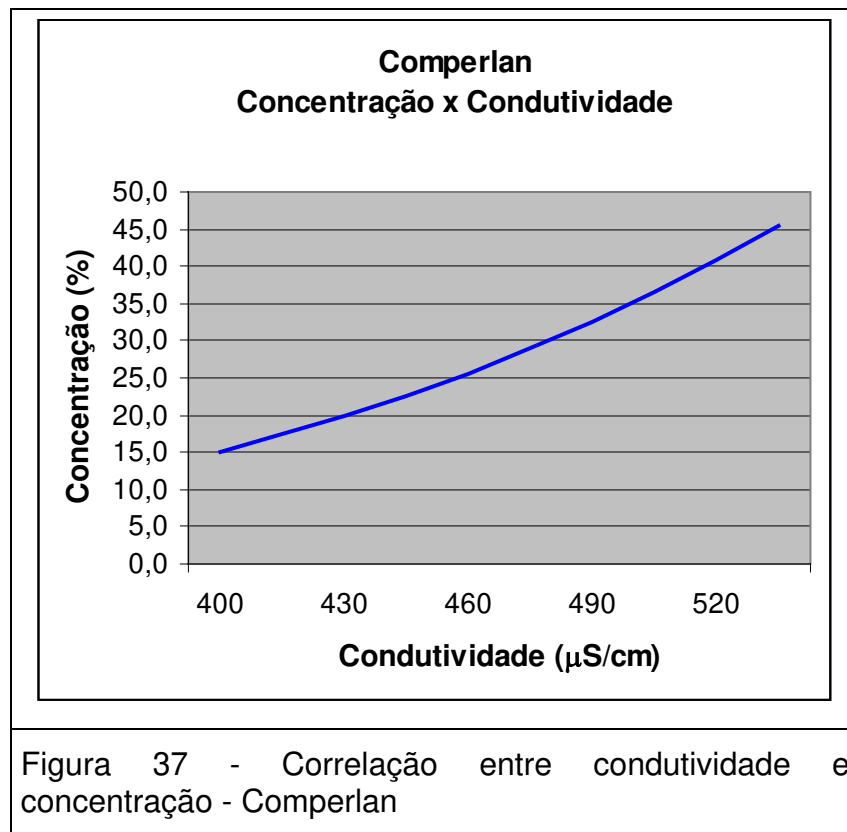
Separaram-se amostras com concentrações conhecidas dos produtos 1 e 2 misturados em água, como se pode observar nas Tabelas 15 e 16.

Para misturar amostras em cada concentração foi utilizado um agitador de bancada, conforme mostram as Figuras 29 e 30. Com o 4º condutímetro da bancada, mostrado na Figura 27, mediu-se a condutividade da amostra com concentração conhecida, bem como a temperatura da mesma obtendo-se uma curva de calibração para cada um dos dois produtos (Figuras 37 e 38).

Dados medidos para a curva de calibração de Comperlan – concentração x condutividade.

Tabela 15 – Condutividade de soluções de Comperlan em água, empregada para traçar a curva de calibração de Comperlan (à temperatura ambiente).

C	S _M
%	μS/cm
20	434
25	462
30	469
40	546
60	551



Foi obtida a seguinte correlação:

$$C = 2,209 \cdot 10^{-9} \cdot S^{3,78} \quad (4.1)$$

(coeficiente de correlação: 0,94)

onde:

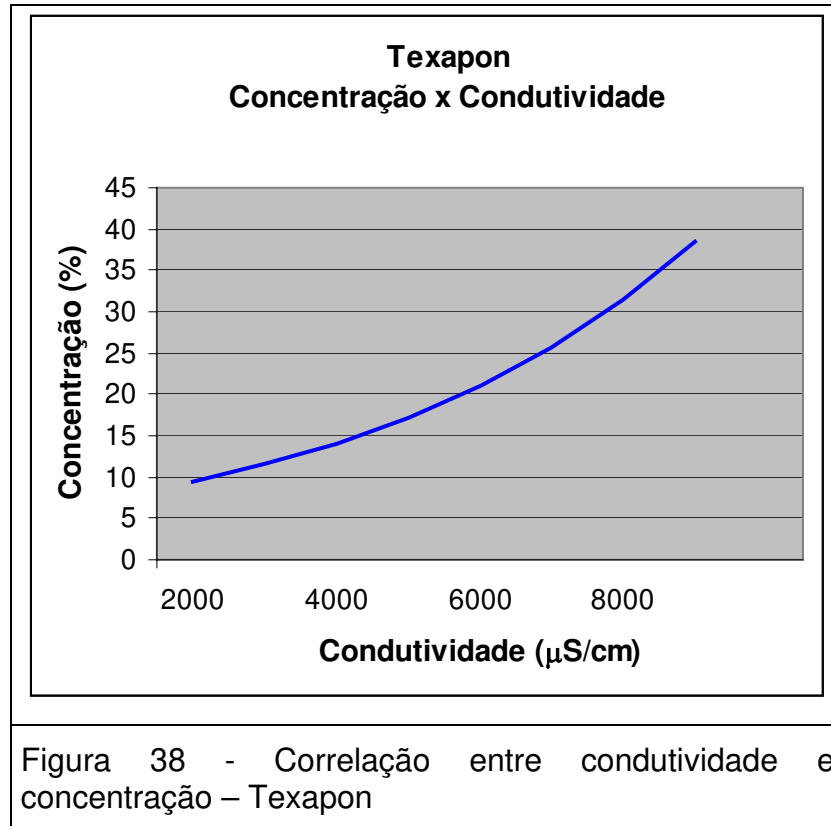
S : condutividade (μS/cm)

C : concentração (%)

Dados medidos para a curva de calibração de Texapon – concentração x condutividade:

Tabela 16 – Condutividade de soluções de Texapon em água, empregada para traçar a curva de calibração de Texapon – As três medições à temperatura ambiente

C %	S _M
	mS/cm
30	8660
25	8710
20	6033
15	5310
10	2817



Foi obtida a seguinte correlação:

$$C = 6,347 \cdot e^{0,0002 \cdot S} \quad (4.2)$$

(coeficiente de correlação: 0,95)

onde:

S : condutividade (μS/cm)

C : concentração (%)

5 RESULTADOS

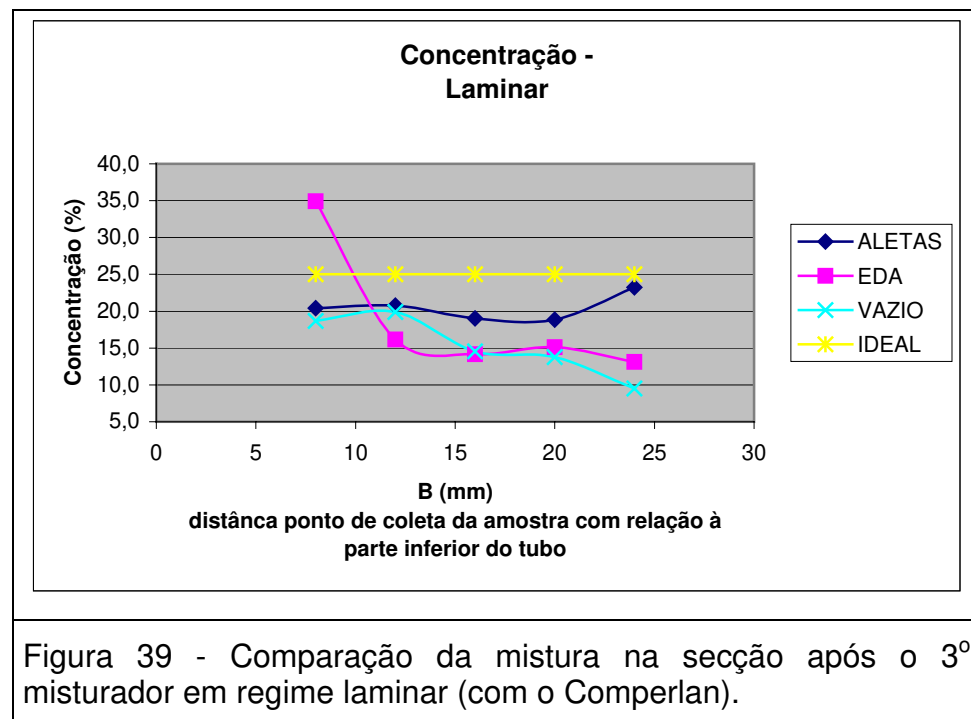
Vale ressaltar que foi evidenciado experimentalmente que os dois produtos a serem misturados em água apresentavam tendência de se acumular na parte inferior da tubulação.

5.1. Regime laminar

Nas Figuras 39 e 40 são comparados os misturadores estáticos escama dupla A modificados (EDA) e aletas 45° (ALETAS) com a tubulação sem os misturadores (VAZIO) e com a mistura ideal (IDEAL).

A concentração ideal é o resultado de uma mistura perfeita.

5.1.1. Concentração



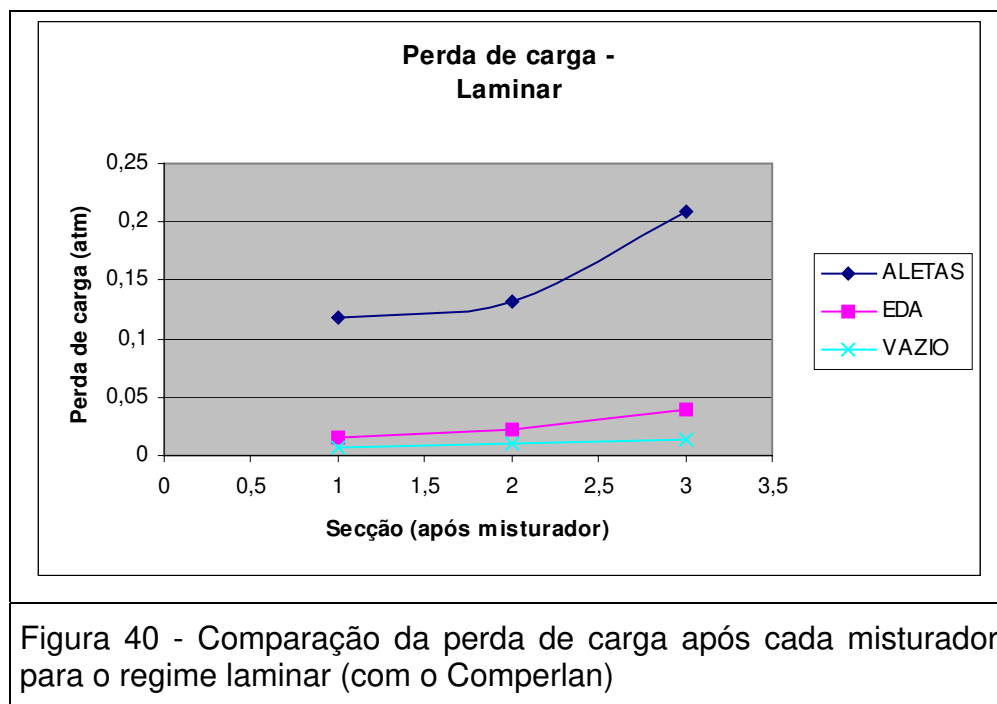
Através da Figura 39, nota-se que as concentrações medidas experimentalmente são menores que o esperado, pois se situam, em sua grande maioria, abaixo do valor da mistura ideal. Tal fato pode ser explicado pois a tendência do produto em regime laminar foi permanecer na parte inferior da tubulação, parte esta que, por problemas no dispositivo de coleta de amostras, já citados, não foi possível realizar medições nesta região da tubulação secundária.

No caso do tubo vazio, é clara a falta de homogeneidade obtida. A região superior da tubulação apresenta concentração menor que a região inferior. Este perfil de concentrações é consistente com o observado experimentalmente, com a tendência dos componentes permanecerem na parte inferior da tubulação.

O misturador EDA foi efetivo em homogeneizar grande parte da seção transversal do tubo, exceto na região superior, onde a concentração apresentou baixos valores.

Pode-se ver, pela figura 39, conforme previsto nas simulações (relatório projeto PIPE FAPESP processo número 2000/13183-6, Joaquim Júnior), que o misturador tipo ALETAS obteve uma melhor taxa de mistura que o misturador EDA.

5.1.2. Perda de carga



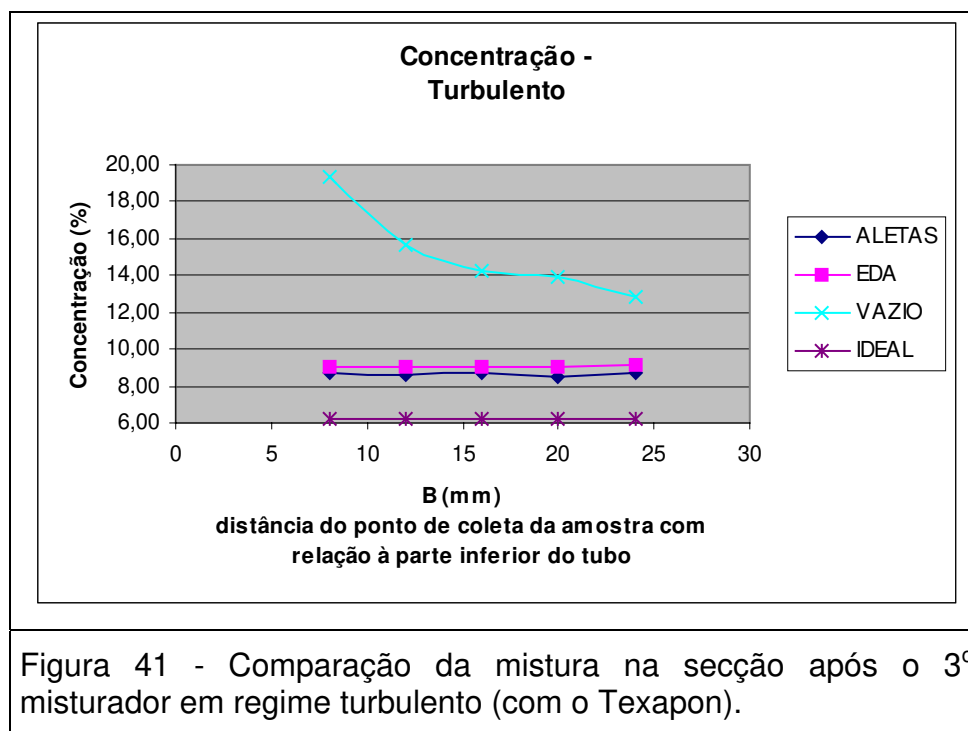
A perda de carga determinada experimentalmente em cada um dos 3 elementos de mistura é mostrada na Figura 40. Observa-se que a perda de carga para o misturador estático tipo escamas duplas A (EDA) consome muito pouca energia, ficando bem próximo ao valor da tubulação sem os misturadores (VAZIO). O misturador de aletas, ao contrário, apresenta uma elevada perda de carga, da ordem de 10 vezes superior ao EDA.

5.2. Regime turbulento

Nas Figuras 41 e 42 são comparados os misturadores estáticos escama dupla A modificados (EDA) e ALETAS com a tubulação sem os misturadores (VAZIO) e com a mistura ideal (IDEAL) em regime turbulento.

A concentração ideal é o resultado de uma mistura perfeita.

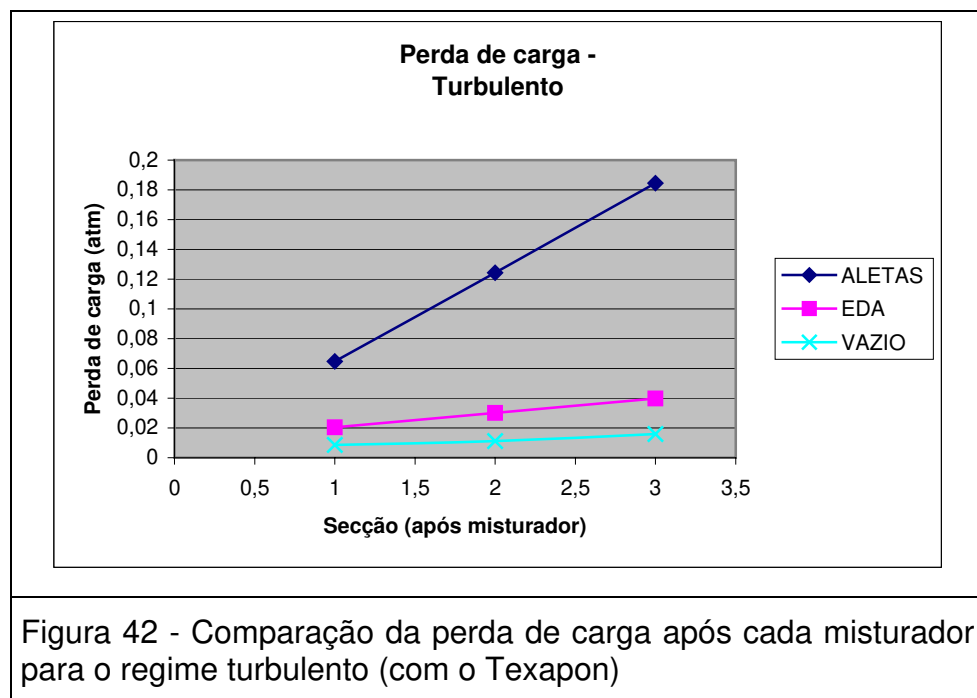
5.2.1. Concentração



Considerando-se escoamento em um tubo vazio, o cálculo do número de Reynolds indica tratar-se de regime de transição. Porém, com a presença dos misturadores estáticos, restrições ao fluxo geram perturbações no escoamento e o regime foi assumido como turbulento.

A Figura 41 mostra que, para os dois tipos de misturadores investigados, a composição na saída do 3º misturador é bastante homogênea. No entanto, os valores obtidos são superiores ao que seria esperado a partir das quantidades adicionadas ao sistema, em decorrência de possíveis erros associados ao processo de medição de dosagem no tanque, visto que o texapon foi diluído em água, com realização da medição de concentrações por meio do volume e não da massa.

5.2.2. Perda de carga



Novamente, pôde-se observar o comportamento nos resultados experimentais comprovando o que foi levantado em simulação (relatório projeto PIPE FAPESP processo número 2000/13183-6, Joaquim Júnior). O tipo aletas com uma perda de carga da ordem de 3 a 5 vezes superior ao tipo escamas duplas A modificado (EDA).

5.3. Avaliação da eficiência de mistura para os misturadores estáticos otimizados

A eficiência de mistura foi avaliada pelo adimensional $\frac{\sigma}{C}$ também chamado de coeficiente de variação (cv).

5.3.1 Experimental

Foi levantado experimentalmente o coeficiente de variação (cv) somente para a secção após o terceiro misturador, onde foram coletados cinco pontos de amostra, conforme já mostrado nas Figuras 28 e 35 e Tabela 8. Abaixo estão apresentados os resultados para os tipos ensaiados nos regimes laminar e turbulento.

Regime laminar

EDA : cv = 0,49 (L/D=12);

ALETAS : cv = 0,09 (L/D=6);

Regime turbulento

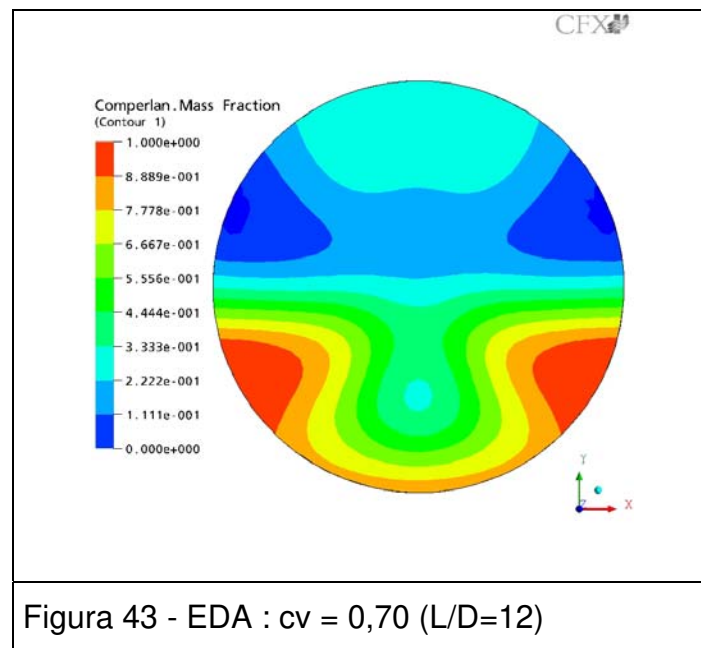
EDA : cv = 0,0043 (L/D=12);

ALETAS : cv = 0,0135 (L/D=6);

5.3.2 Simulação

Nas simulações (relatório projeto PIPE FAPESP processo número 2000/13183-6, Joaquim Júnior) obtiveram-se os seguintes resultados para os parâmetros de eficiência de mistura e consumo de energia:

Regime laminar



ALETAS : *(simulação não convergiu)*

Regime turbulento

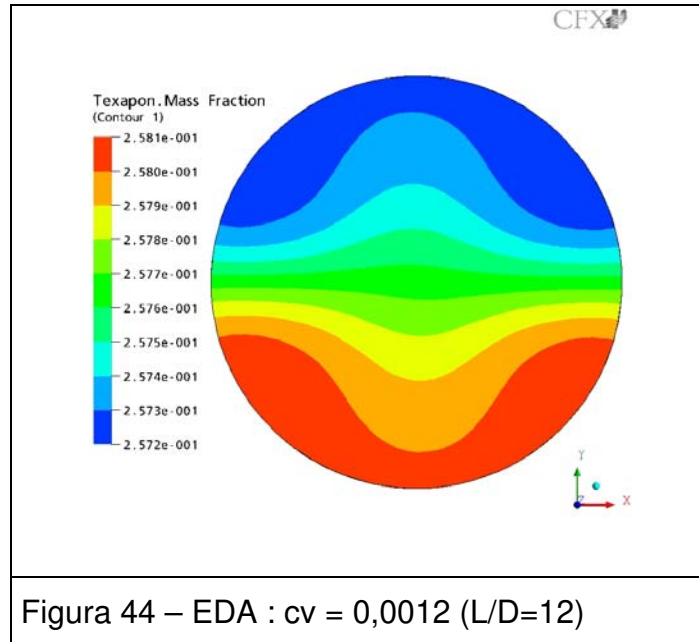


Figura 44 – EDA : $cv = 0,0012$ ($L/D=12$)

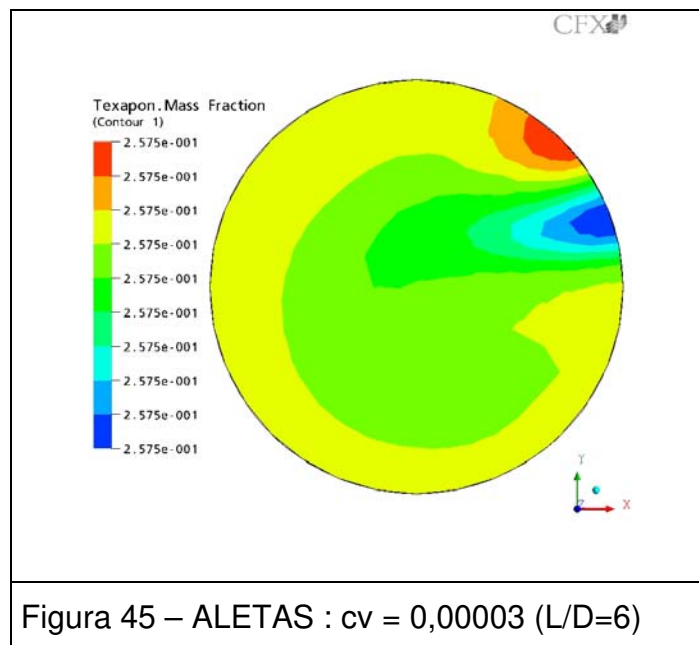


Figura 45 – ALETAS : $cv = 0,00003$ ($L/D=6$)

Ou seja, comparando os resultados:

Tabela 17 – Comparação dos resultados experimentais e simulados dos coeficientes de variação entre os misturadores selecionados para os regimes laminar e turbulento.

cv	Laminar		Turbulento	
	ensaio	simulação	ensaio	simulação
EDA	0,49	0,70	0,0043	0,00120
ALETAS	0,09	-	0,0135	0,00003

A taxa de mistura é calculada pela equação (5.1)

$$TM (\%) = (1-cv)*100 \quad (5.1)$$

Sendo assim tem-se as taxas de mistura mostradas na Tabela 18:

Tabela 18 – Comparação dos resultados experimentais e simulados das taxas de mistura entre os misturadores selecionados para os regimes laminar e turbulento.

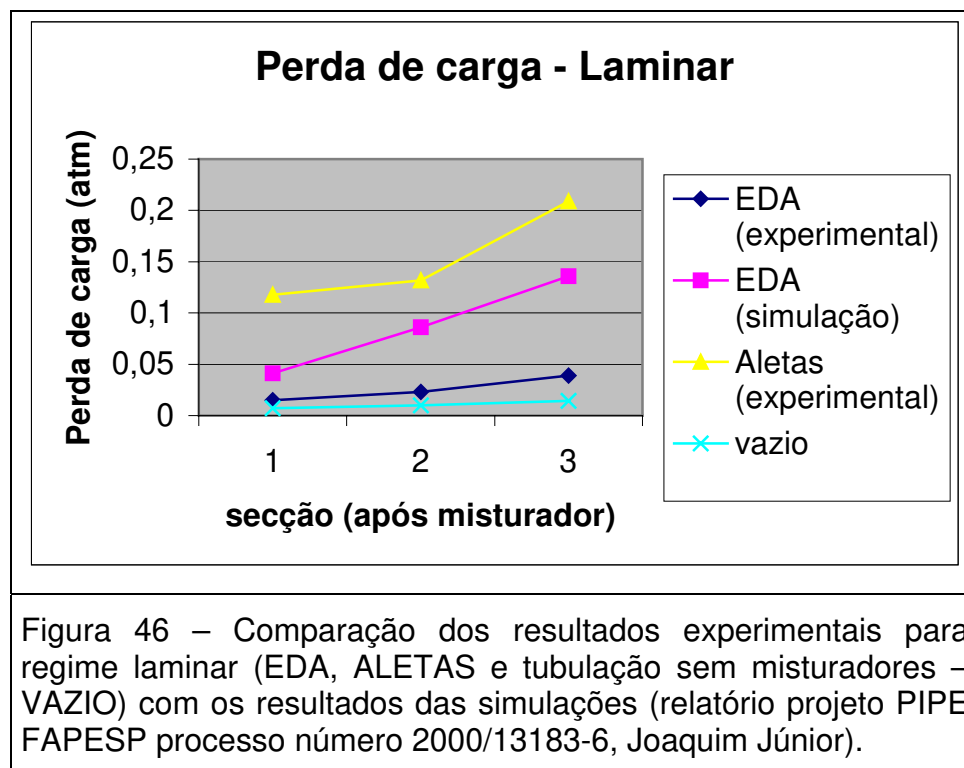
TM (%)	Laminar		Turbulento	
	ensaio	simulação	ensaio	simulação
EDA	51	30	99,57	99,88
ALETAS	91	-	98,65	100,00

5.4. Avaliação do consumo de energia para os misturadores otimizados

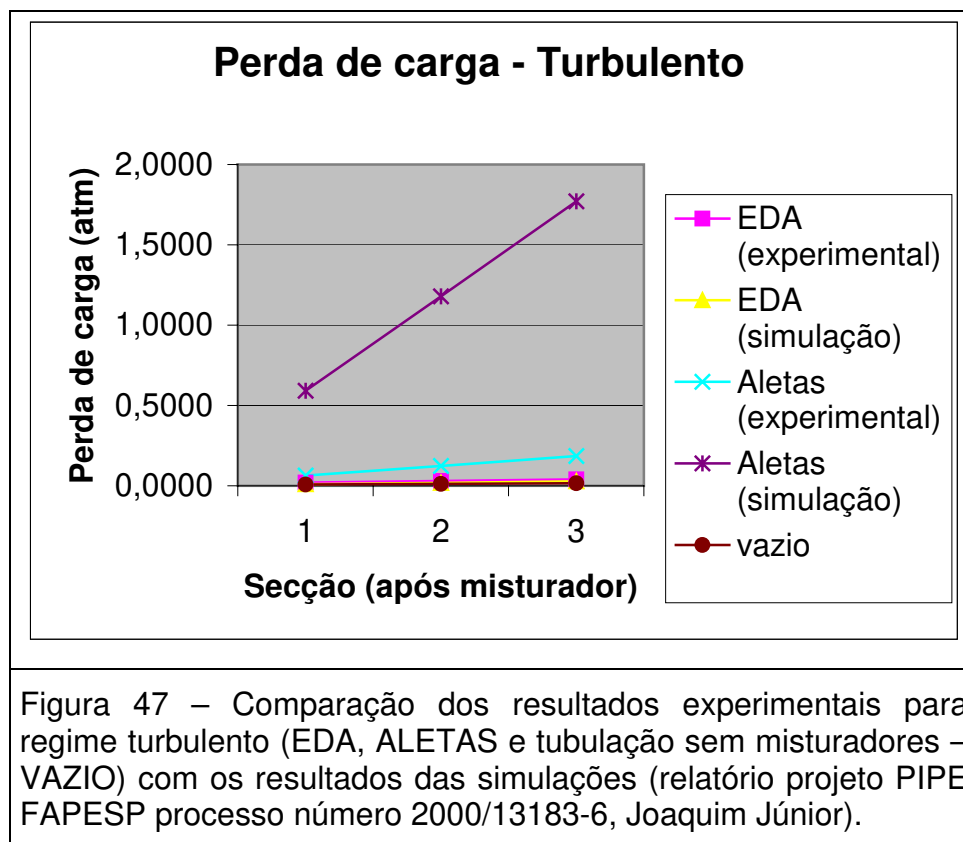
O consumo de energia foi avaliado pelo diferencial de pressão, ou perda de carga (ΔP) entre as seções de entrada e saída dos misturadores estáticos.

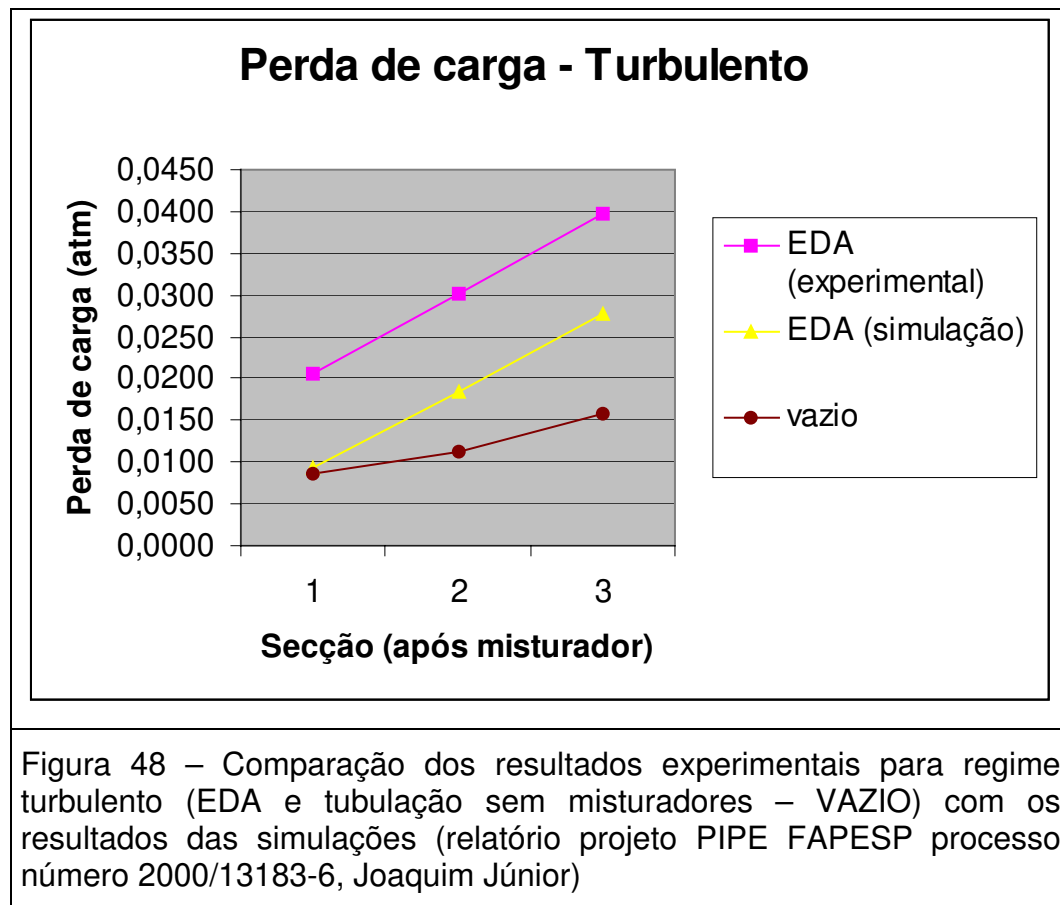
5.4.1. Regime laminar

Lembrando que, para regime laminar as simulações para o misturador estático tipo ALETAS não convergiram.



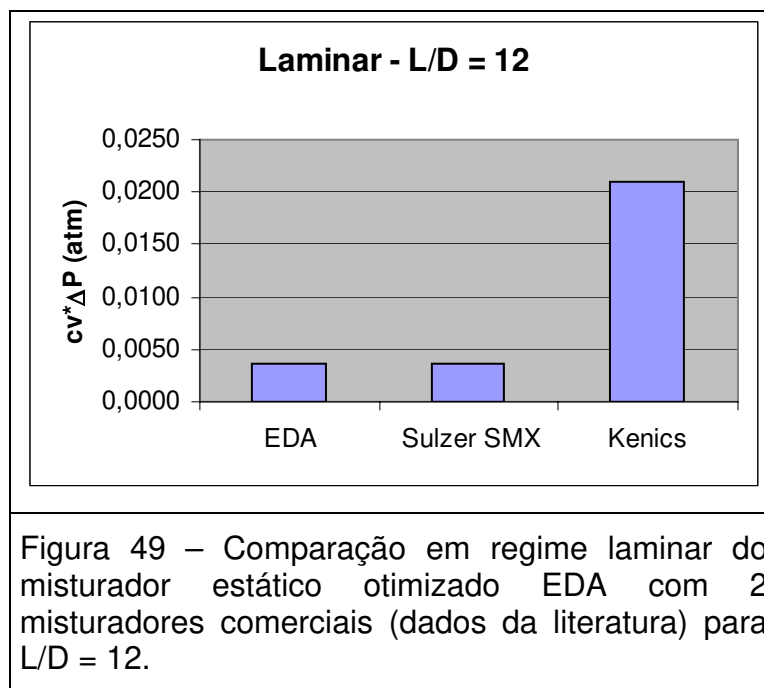
5.4.2. Regime turbulento

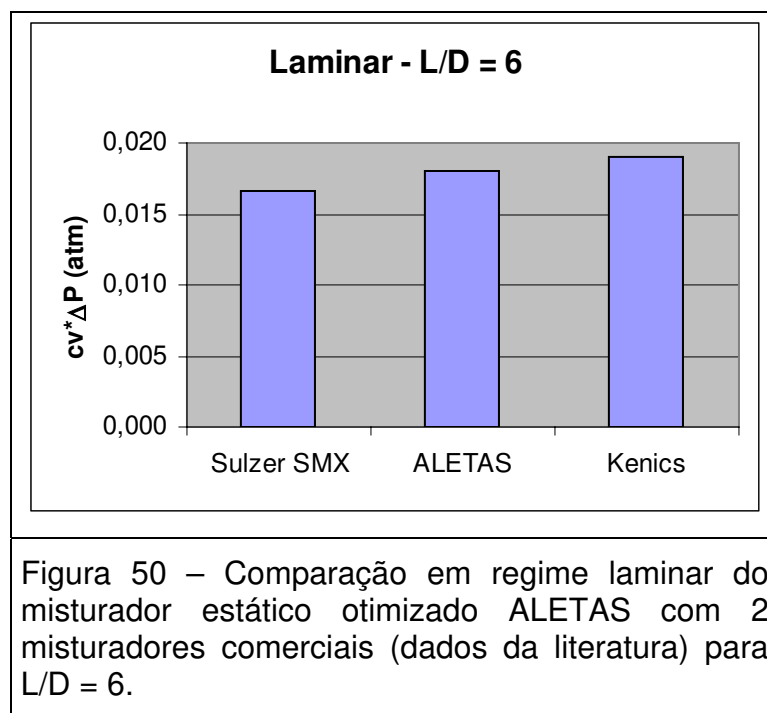




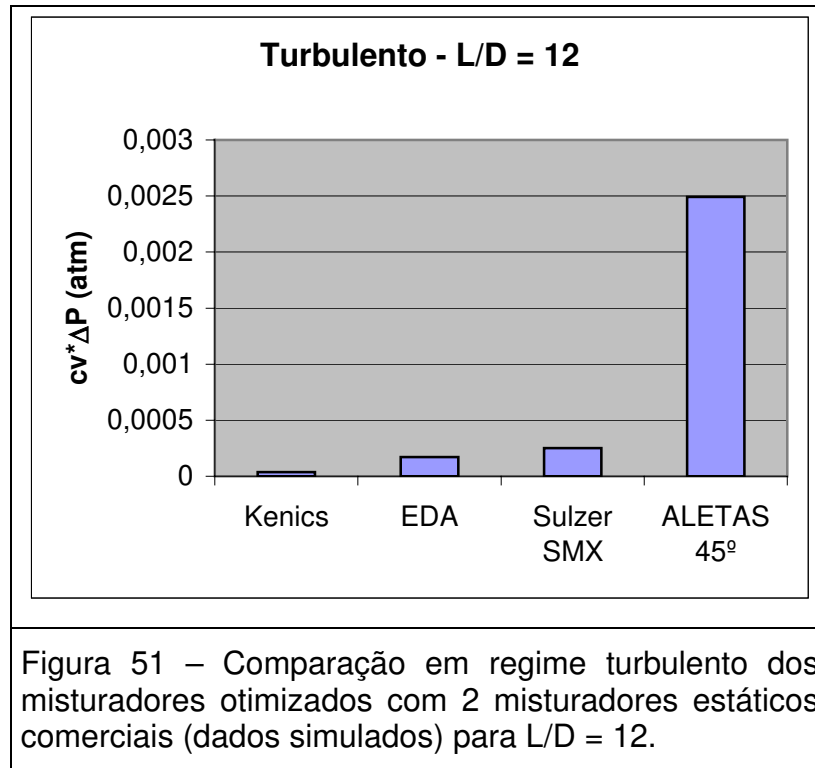
5.5. Comparação dos resultados experimentais com dados da literatura e simulações dos misturadores ensaiados

Uma forma de comparar-se misturadores estáticos levando-se em conta tanto sua capacidade de mistura quanto seu consumo de energia é a utilização do parâmetro ($cv*\Delta P$). Menores valores deste parâmetro apontam melhor desempenho do misturador estático. Para regime laminar (Figuras 49 e 50) foram inseridos os valores de ($cv*\Delta P$) disponíveis na literatura para os misturadores estáticos comerciais Kenics e Sulzer SMX. Para o regime turbulento (Figura 51) foram utilizados os dados disponíveis obtidos por meio de simulação (relatório projeto PIPE FAPESP processo número 2000/13183-6, Joaquim Júnior).

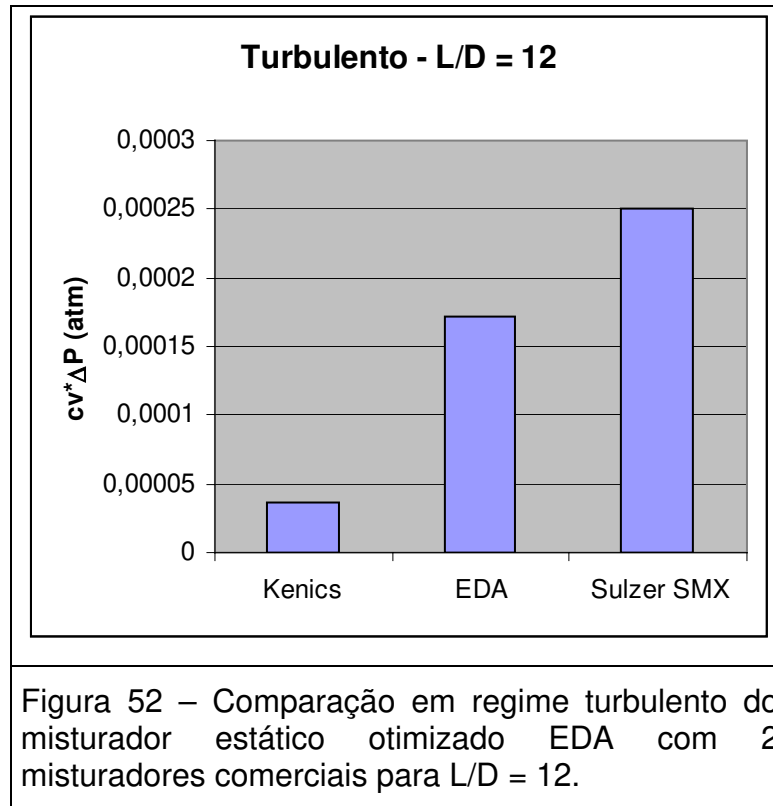




Na Figura 51 compara-se o valor de $(cv \cdot \Delta P)$ para os misturadores EDA (ensaio), ALETAS (ensaio), SULZER SMX (simulado) E KENICS (simulado) em regime turbulento para $L/D=12$.



Na Figura 52 compara-se o valor de ($cv \cdot \Delta P$) para o melhor misturador em regime turbulento (EDA) com os misturadores SULZER SMX (simulado) E KENICS (simulado) para L/D=12.



6 DISCUSSÃO

Comparando os resultados experimentais com os resultados das simulações, para os dois misturadores otimizados, bem como avaliando o comportamento destes com relação aos misturadores estáticos Kenics e Sulzer SMX, pode-se concluir:

1) Misturador tipo ALETAS:

Os ensaios em bancada do misturador tipo ALETAS mostraram um bom desempenho, em regime laminar, que pode ser visualizado pela Figura 50, onde o parâmetro ($cv \cdot \Delta P$) deste misturador é comparado com parâmetros obtidos na literatura para os misturadores Sulzer SMX e Kenics, obtendo resultados intermediários entre ambos. Os resultados para o coeficiente de variação mostraram-se bastante satisfatórios mesmo utilizando valores pequenos de L/D ($L/D=6$).

Em regime turbulento o misturador tipo ALETAS apresenta um elevado valor de consumo de energia, tanto para os ensaios numéricos como experimentais. Mostrando-se, a princípio, inadequado para utilização neste regime.

2) Misturador tipo EDA:

Os coeficientes de variação (cv), obtidos em regime laminar apresentaram certa diferença entre ensaios experimentais e simulações. Tal comportamento pode ser explicado pelos seguintes fatores:

- Uso de viscosidade constante para o produto nas simulações quando nas condições reais de ensaios, devido as suas características reológicas, o produto pôde estar sujeito a forças fluido-dinâmicas que promoveram modificações em sua viscosidade.
- Aproximações teóricas do modelo matemático utilizado nas simulações, bem como simplificações nas condições de contorno das regiões simuladas em relação às condições ensaiadas.
- Este tipo de misturador não se mostrou eficiente em regime laminar (coeficiente de variação de 0,49 e 0,7 para ensaio e simulação respectivamente), muito distante do comercialmente adotado (Godfrey, 1985) de 0,05.

Apesar deste misturador apresentar um bom desempenho quando comparado com os misturadores comerciais (Figura 49), deve-se salientar que o mesmo apresentou uma taxa de mistura muito baixa (tabela 14), explicando o bom desempenho pelo baixo consumo de energia. Porém se o equipamento não realiza a mistura, não deve ser utilizado para a aplicação.

Em regime turbulento os valores das taxas de mistura dos ensaios experimentais e de simulação mostraram-se muito próximos e com excelente qualidade de mistura (Tabela 14). O consumo de energia da mesma maneira que em regime laminar, apresentou valores coerentes entre experimental e simulação (em torno de 0,1 atm de diferença ao longo de toda a tubulação – Figura 48). Esta diferença provavelmente ocorreu pela própria adoção do modelo turbulento ($k-\epsilon$).

3) Parâmetro ($cv \cdot \Delta P$)

O parâmetro ($cv \cdot \Delta P$) permite comparar o desempenho dos misturadores estáticos levando em consideração os parâmetros de eficiência de mistura e consumo de energia em forma conjunta.

Em regime laminar embora os valores do parâmetro ($cv \cdot \Delta P$) para o misturador tipo EDA tenham sido baixos, deve-se considerar que os mesmos resultam de um valor muito baixo para a perda de carga (ΔP), uma vez que seu coeficiente de variação (cv) não atingiu os valores requeridos em aplicações industriais, mesmo com aumento significativo de L/D .

Para o misturador tipo ALETAS (Figura 50) os valores obtidos do parâmetro ($cv \cdot \Delta P$) foram intermediários aos misturadores comerciais comparados, com coeficiente de variação de 0,09 (taxa de mistura de 98,65% - acima dos 95% exigidos comercialmente).

Em regime turbulento o parâmetro ($cv \cdot \Delta P$) obtido para o misturador tipo EDA foi ligeiramente superior ao apresentado pelo misturador SULZER comercial, com coeficiente de variação da ordem de 0,00120 (simulação) e 0,0043 (experimental) – $L/D=12$.

4) Coleta de amostras

O sistema de coleta de amostras mostrou-se ineficiente para os produtos selecionados, uma vez que, não foi possível coletar amostras na parte mais inferior da tubulação, gerando um desbalanço de massa nos resultados dos ensaios de regime laminar, podendo também ter perturbado o fluxo de maneira significativa, gerando inclusive mistura.

5) Sistema de medição de concentração do tanque componente 1

A medição da concentração do Texapon no tanque componente 1, realizada por medição de volume gera um erro de 2,5%, podendo ter causado uma imprecisão causadora do distanciamento dos resultados experimentais de concentração do que seria a mistura ideal, uma vez que a mistura ideal seria a mistura total do produto 1 com água, nas concentrações ideais de 25% de Texapon e 75% de água como componente no primeiro tanque.

7 CONCLUSÃO

Pode-se concluir do presente trabalho:

- 1) Em regime laminar, pode-se utilizar o misturador estático tipo ALETAS, devido ao seu desempenho quando comparado com os misturadores comercialmente utilizados para esta aplicação.
- 2) Em regime turbulento o misturador estático tipo EDA pode ser aplicado com perspectiva de um grande desempenho, dada sua boa capacidade de mistura aliada ao seu baixo consumo de energia.
- 3) Uma sugestão para trabalhos futuros seria aprimorar o dispositivo de coleta de amostra que apresentou alguns problemas principalmente a impossibilidade de coletar amostras nos pontos mais inferiores da tubulação.
- 4) Outro cuidado especial seria utilizar, por exemplo, um sistema de células de carga nos tanques componentes para se avaliar com mais precisão as concentrações iniciais de eventuais misturas dadas as limitações de medição de condutividade da bancada.
- 5) Como sugestão para novos trabalhos na área fica a operação de mistura gás-líquido utilizando-se misturadores estáticos.

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ALLOCA, P. T., Mixing efficiency of static mixing units in laminar flow, *Fiber Producer*, pp 12-19, 1982.
2. ARIMOND, J. E ERWIN, L., Modeling of continuous mixers in polymer processing, *J. Engng Ind.-Trans. ASME* 107, pp 70-76, 1985a
3. ARIMOND, J. E ERWIN, L., A simulation of a motionless mixer, *Chem. Engng Comm.*, 37, pp 105-126, 1985b
4. ARMENIADES, C. D., JOHNSON, W. C. E RAPHAEL, T., U. S. Patent 3.286.992, 1966.
5. BARRUÉ, H., KAROUI, A., LE SAUZE, N., COSTES, J., ILLY, F., Comparison of aerodynamics and mixing mechanisms of three mixers: Oxynator trade gas-gas mixer, KMA and SMS static mixers, *Chemical Engineering Journal*, vol 3, 84, 2002.
6. BOSS, J. E CZASTKIWICZ, W., Principles of scale-up for laminar mixing processes of Newtonian fluids in static mixers, *International Chemical Engineering*, 22, nº 2, pp 362-367, 1982.
7. CHEN, S. J., In-line, continuous mixing and processing of cosmetic products, *J. Soc. Cosmet. Chem.*, 24, pp 639-653, 1973.
8. COOKE, M. H. E BRIDGWATER, J. C., *Chemical Engineering Science*, vol 32, 1353, 1977.
9. CYBULSKI, A. WERNER, K., Static mixers-criteria for applications and selection, *Int. Chem. Engineering*, vol 26, 171, 1986.
10. DACKSON, K. E NAUMAN, E. B., Fully developed flow in twisted tapes: a model for motionless mixing, *Chem. Engng Comm.*, 54, pp 381-395, , 1987.
11. DANCKWERTS, P. V. *Appl. Sci. Res.*, A3, 279, 1953.

12. DE LA VILLEON, J., BERTRAND, F., TANGUY, P. A. LABRIE, R., BOUSQUET, J., LEBOUVIER, D., Numerical investigation of mixing efficiency of helical ribbons, *AIChE Journal* 44, pp 972-977, 1998.
13. GODFREY, J.C., *Static mixers*, cap. 13, pp 226 a 249, 1985.
14. GRACE, H. P. *Chem. Eng. Commun.*, 14, 225, 1982.
15. HARDER, R. E., U. S. Patent 3.583.678, 1971.
16. HEYWOOD, N. J., VINEY, L. J. E STEWART, I. W., *Institution of Chemical Engineers Symposium Series No. 89*, 1984.
17. HOBBS, D. M., SWANSON, P. D., MUZZIO, F. J., Numerical characterization of low Reynolds number flow in the Kenics static mixer, *Chemical Engineering Science*, vol. 53, no. 8, pp1565-1584, 1998.
18. FASOL, C., LI, H. Z., CHOPLIN, L., Pressure drop of Newtonian and non-Newtonian fluids across a Sulzer SMX static mixer, *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 75, a8, pp 792 – 796, 1995
19. INGLES. O. G., *International Plastic Engineering*, vol 3, 133, 1963.
20. JAFFER, S.A. E WOOD, P. E., Quantification of laminar mixing in the Kenics static mixer: an experimental study, *Can. J. Chem. Eng.* 76:495-505, 1998.
21. JOAQUIM JÚNIOR, C. F., Relatório projeto PIPE FAPES processo número 2000/13183-6, 2000.
22. JUNKER, B. H., SEAMANS, T. C., RAMASUBRAMANYAN, K., AUNINS, J., PAUL, E. E BUCKLAND, B. C., Cultivation of attenuated hepatitis A virus antigen in a titanium static mixer reactor, *Biotechnol. BioEngng*, 44, 1314-1324, 1994.

23. KAROUI, A., HAKENHOULZ, F., LE SAUZE, N., COSTES, J.,
BERTRAND, J., Determination of the mixing performance of Sulzer SMV
static mixers by laser induced fluorescence, *The Canadian Journal of
Chemical Engineering*, vol. 76, pp 522-526, 1998.
24. KHAKHAR, D. V., FRANJIONE, J. G. E OTTINO, J. M., A case study of
chaotic mixing in deterministic flows: the partitioned pipe mixer, *Chem.
Engng. Sci.*, 42, 2909-2926, 1987.
25. KUSCH, H. A. E OTTINO, J. M., Experiments on mixing in continuous
chaotic flows, *J. Fluid Mech.*, 236, pp 319-348, , 1992.
26. LARSON, R. G., *Rheol. Acta* 24, 443, 1985.
27. LACEY, P. M. C., *Trans. I. Chemical Engineering*, vol 21, 53 , 1943.
28. LACEY, P. M. C., *J. Appl. Chem.*, vol. 4, 257, 1954.
29. LING, F. H. E ZHANG, X., A numerical study on mixing in the Kenics
static mixer, *Chem. Engng. Comm.*, 136, pp 119-141, 1995.
30. MANAS-ZLOCZOWER, I. E TADMOR, Z. *Mixing and Compounding of
Polymers*, Eds., Hanser Publishers, Nova Iorque, 1994.
31. MANAS-ZLOCZOWER, I., Analysis of Mixing in Polimer Processing
Equipment, *Rheology Bulletin*, vol 66, 1997.
32. MIDDLEMAN, S. *Fundamentals of polymer processing*, McGraw-Hill,
Nova Iorque, 1977.
33. MUZZIO, F. J., Swanson, P. D. e Ottino, J. M., *Phys. Fluids*, A3, 822,
1991.
34. NOBEL, L., U.S. Patent 3.051.452, 1962.
35. OTTINO, J.M., Mixing, chaotic advection, and turbulence, *Annual Review
of Fluid Mechanics*, 22, 207-253, 1990.

36. OTTINO, J.M., The mixing of fluids, *Scientific American*, 260, 56-67, 1989.
37. PAHL, M. H. E MUCHELKNAUTZ, E., Static mixers and their applications, *International Chemical engineering*, 22, nº 2, pp 197 a 205, 1982.
38. POWELL, R. L., MASON, S. G., *AIChE J.* 28, 286, 1982.
39. RAULINE, D., TANGUY, P. A., LE BLÉVEC, J. M. E BOUSQUET, J., Numerical investigation of the performance of several static mixers, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol 76, pp 527-535, 1998.
40. REVILL, B. K., *Jet mixing, Mixing in the process industries*, cap. 9, pp145 a 169, 1985.
41. SCHIPPERS, K. H., U. S. Patent 3.026.170, 1965.
42. STREIFF, F. A., *Third European Conference of Mixing, BHRA*, 171, 1979
43. TABER, R. E., U. S. Patent 2.849.737, 1959.
44. TAUSCHER, W. E SCHUTZ, G., *Sulzer Technical Review*, 2, 1973.
45. WILKINSON, W. L. E CLIFF, M. J., *Second European Conference in mixing, BHRA*, A2, 15, 1977.