

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

"PROJETO E DESEMPENHO DE UM REATOR DE  
RECIRCULAÇÃO PARA HIDROGENAÇÃO".

Parecer  
Este exemplar corresponde a redação final  
da tese defendida por Aroldo Arévalo Pinedo  
e aprovada pela Comissão Julgadora em 26.11.93

AROLDO ARÉVALO PINEDO.

Engenheiro de Alimentos.

Prof. Dr. CARLOS ALBERTO GASPARETTO.

Orientador

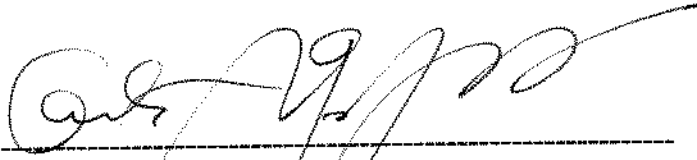
Prof. Dr. WALTER ESTEVES.

Co-Orientador

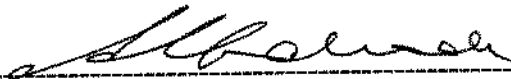
Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas para obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Alimentos.

Campinas, Cidade Universitária "Zeferino Vaz", 1995

BANCA EXAMINADORA



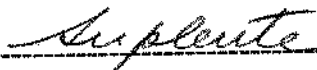
Prof. Dr. CARLOS ALBERTO GASPARETTO  
(Orientador)



Prof. Dr. ALBERTO LUIZ DE ANDRADE  
(Membro)



Prof. Dr. GEORGE CURY KACHAN  
(Membro)



Prof. Dr. SATOSHI TOBINAGA  
(Membro)

06.11.95

## AGRADECIMENTOS

- Ao Prof. Dr. Carlos Alberto Gasparetto, pela orientação, amizade e pelos ensinamentos fornecidos durante a elaboração deste trabalho.
- Ao Prof. Dr. Walter Esteves, Chefe do Laboratório de Óleos e Gorduras da Faculdade de Engenharia de Alimentos pela valiosa orientação, dedicação e confiança dada na realização desta sua maravilhosa ideia e incentivo à pesquisa.
- À banca examinadora pelas correções e sugestões.
- Aos Professores, funcionários, técnicos e colegas do Departamento de Engenharia de Alimentos pela amizade e ajuda prestada a nível profissional e pessoal.
- Aos funcionários do Laboratório de Óleos e Gorduras da Faculdade de Engenharia de Alimentos pelo apoio sempre presente. A Genoveba Cabrera, pela amizade, auxílio e apoio durante desenvolvimento dos experimentos.
- Aos queridos amigos, Diego e Segundo pelos auxílios e valiosa ajuda prestada.
- A CAPES, pelo apoio financeiro durante meus estudos.
- À Faculdade de Engenharia de Alimentos pela oportunidade de realização do Mestrado.

A todos que de uma forma ou de outra me incentivaram durante a execução deste trabalho.

AROLDO.

## DEDICATORIA.

A Deus pela vida;  
a meus pais: Hernán e Auristela pela formação e exemplo;  
meus irmãos: Gledis, Clever, Lerner, Rosalinda e Linder  
pelo companheirismo e incentivo e minha esposa  
Zilda pela compreensão, amor e carinho.

## ÍNDICE

ÍNDICE DE TABELAS.....	i
ÍNDICE DE FIGURAS.....	iii
NOMENCLATURA.....	v
RESUMO .....	viii
ABSTRACT.....	ix
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. REATORES DE HIDROGENAÇÃO.....	3
2.1 Processos e reatores de hidrogenação. ....	3
2.1.1 Processo contínuo.....	3
2.1.2 Processo descontínuo. ....	5
2.2 Reator de hidrogenação. ....	5
2.2.1 A capacidade da batelada.....	6
2.2.2 Temperatura de reação e sistema de aquecimento e ou resfriamento.....	6
2.2.3 Tipo de sistema de agitação e mistura das fases reagentes.....	7
2.2.4 Alimentação de hidrogênio.....	9
2.3 Reator de recirculação.....	9
2.3.1 Princípio de operação.....	9
2.3.2 Aplicações e fatores que influem na ampliação de escala. ....	11
2.3.2.1 Aplicações .....	11
2.3.2.2 Fatores que influem na ampliação de escala. ....	12
2.3.3 Sistema reator de recirculação para hidrogenação.....	13
2.3.3.1 Funcionamento. ....	13
2.3.3.2 Vantagens do sistema reator de recirculação.....	17
2.4 Ejetor tipo venturi. ....	18

2.4.1 Princípio de operação.....	18
2.4.2 Regimes de escoamento num ejetor.....	18
2.5 Trocadores de calor para hidrogenação.....	20
2.5.1 Especificação do trocador.....	20
2.5.2 Tipos de trocadores.....	21
2.6 Bombas para indústria química e de processamento.....	21
2.6.1 Considerações principais no projeto da bomba.....	21
2.6.1.1 Temperatura.....	21
2.6.1.2 Presença de sólidos em suspensão.....	22
2.6.1.3 Materiais empregados na fabricação.....	22
2.6.2 Tipos de bombas.....	22
2.6.2.1 Bombas centrífugas.....	22
2.6.2.2 Bombas de diafragma.....	23
2.7 Medidas de segurança.....	23
2.7.1 Segurança do reator.....	23
2.7.2 Segurança passiva do reator.....	23
2.7.3 Dispositivos de proteção.....	23
3. PROJETO E OPERAÇÃO DO REATOR.....	24
3.1 Materiais.....	24
3.1.1 Equipamentos.....	24
3.1.1.1 Reator.....	24
3.1.1.2 Características do ejetor desenvolvido.....	29
3.1.1.3 Utilitários.....	30
3.1.2 Materia prima.....	30
3.1.3 Insumos.....	33
3.2 Metodologia.....	34
3.2.1 Geometria do reator e o seu material de construção.....	34
3.2.1.1 Geometria do reator.....	34
3.2.1.2 Material de construção.....	34
3.2.2 Projeto do reator.....	35

3.2.3 Quantidade de calor gerada pela hidrogenação, espessura do isolante e trocador de calor. ....	37
3.2.3.1 Quantidade de calor. ....	37
3.2.3.2 Espessura do isolante do reator. ....	39
3.2.3.3 Trocador de calor. ....	41
3.2.4 Consumo de hidrogênio. ....	42
3.2.5 Posicionamento do bico do ejetor. ....	43
3.2.6 Regulagem da válvula da entrada de ar na bomba. ....	43
3.2.7 Determinações das vazões. ....	44
3.2.7.1 Vazão da bomba. ....	44
3.2.7.2 Vazão do gás succionado pelo venturi. ....	44
3.2.8 Medição das temperaturas. ....	45
3.2.9 Preparação e alimentação da suspensão catalítica. ....	45
3.2.10 Análise dos dados experimentais. ....	45
3.2.11 Cálculos dos coeficientes de transferência global "U" e interno "hi". ....	48
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO. ....	51
4.1 Influências da posição do bico do ejetor nas vazões da suspensão e na sucção do gás. ....	51
4.2 Efeito da temperatura no escoamento e transferência de calor no trocador. ....	55
4.2.1 Efeito da temperatura no escoamento. ....	55
4.2.2 Efeito da temperatura nos valores de Nu. ....	56
4.3 Efeito da temperatura e o escoamento no coeficiente global. ....	56
4.4 Dependência do escoamento e transferência de calor com as concentrações de catalisador. ....	58
4.5 Comportamento do ejetor. ....	69
4.5.1 Efeito da temperatura no escoamento no ejetor. ....	69
4.5.2 Efeito do escoamento na transferência de calor. ....	70

4.6 Velocidade de hidrogenação .....	75
5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....	77
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	79

## INDICE DE TABELAS

Tabela 2.1: Reações químicas realizados num reator de recirculação.....	11
Tabela 2.2: Dados básicos dos sistemas.....	15
Tabela 2.3: Requisitos do processo.....	15
Tabela 2.4: Equipamentos principais.....	16
Tabela 2.5: Tempo de processo de hidrogenação nos sistemas.....	16
Tabela 3.1: Propriedades físicas do óleo de soja.....	31
Tabela 3.2: Entalpia de ligação.....	38
Tabela 4.1: Influência da posição do bico do ejedor a diferentes temperaturas, condições 15-18 do bico ejedor; 120-130 pulsos/minuto na bomba.....	52
Tabela 4.2: Influência da posição do bico do ejedor a diferentes temperaturas, condições: posição 19-24 do bico do ejedor; 120-130 pulsos/minuto na bomba.....	52
Tabela 4.3: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor (concentração de catalisador 0,00%).....	63
Tabela 4.4: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor (concentração de catalisador 0,01%).....	64
Tabela 4.5: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor (concentração de catalisador 0,02%).....	65
Tabela 4.6: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor (concentração de catalisador 0,03%).....	66
Tabela 4.7: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor (concentração de catalisador 0,04%).....	67

Tabela 4.8: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor ( concentração de catalisador 0,05%).....	68
Tabela 4.9: Valores do número do Reynolds na garganta do ejetor com a temperatura e concentração de catalisador.....	73
Tabela 4.10: Valores do número de Reynolds no bocal do ejetor com a temperatura e concentração de catalisador.....	74
Tabela 4.11: Velocidade de hidrogenação.....	76

## INDICE DE FIGURAS

Figura 2.1: Processo LURGHI de hidrogenação contínua .....	4
Figura 2.2: Processo KING-DRAVO de hidrogenação contínua .....	4
Figura 2.3: Turbina de RUSHTON .....	8
Figura 2.4: Princípio de operação de um reator de recirculação.....	10
Figura 2.5: Reator convencional com agitador de pás.....	12
Figura 2.6: Sistema reator de recirculação para hidrogenação .....	14
Figura 2.7: Escoamento de bolhas.....	19
Figura 2.8: Escoamento de jato.....	19
Figura 3.1: Esquema da instalação piloto do reator de recirculação de hidrogenação .....	25
Figura 3.2: Vista do corpo do reator.....	26
Figura 3.3: Vista da parte superior do reator.....	27
Figura 3.4: Ejetor tipo venturi .....	28
Figura 3.5: Trocador de calor .....	28
Figura 3.6: Dimensões do ejeter desenvolvido .....	29
Figura 3.7: Variação da viscosidade do óleo de soja com a temperatura.....	32
Figura 3.8: Variação do calor específico do óleo de soja com a temperatura.....	32
Figura 3.9: Estrutura do reator .....	36
Figura 3.10: Fluxo de calor através de uma parede cilíndrica .....	40
Figura 3.11: Fluxo de calor através de uma parede composta .....	40
Figura 3.12: Bocal todo recuado .....	43
Figura 3.13: Bocal todo avançado.....	43
Figura 3.14: Transferência de calor numa placa plana .....	48
Figura 3.15: Transferência de calor num tubo cilíndrico .....	49
Figura 4.1: Influência da posição do bico ejeter e das temperaturas.....	53
Figura 4.2: Relação de vazão da suspensão com a sucção do gás a diferentes temperaturas; posição do ejeter 19-24 .....	54

Figura 4.3: Efeito do número de Prandtl no escoamento .....	55
Figura 4.4: Efeito do número de Prandtl das concentrações de catalisador no número de Nusselt .....	56
Figura 4.5: Efeito do número de Prandtl das concenconcentrações de catalisador no coeficiente global .....	57
Figura 4.6: Efeito da vazão no escoamento global .....	58
Figura 4.7: Dependência do número de Nusselt e Reynolds com as concentrações de catalisador .....	59
Figura 4.8: Dependência do número de Nusselt e Reynolds experimentais comparados com o modelo de SIDER-STATE .....	60
Figura 4.9: Dependência da transferência de calor em função do número de Reynolds.....	61
Figura 4.10: Dependência da transferência de calor em função do número de Reynolds corrigido (Rem).....	62
Figura 4.11: Efeito do número Prandtl no escoamento no bocal do ejetor.....	69
Figura 4.12: Efeito do número de Prandtl no escoamento na garganta do ejetor.....	70
Figura 4.13: Efeito do escoamento na transferência de calor no bocal do ejetor .....	71
Figura 4.14: Efeito do escoamento na transferência de calor na garganta do ejetor .....	72
Figura 4.15: Velocidade de reação .....	75

## NOMENCLATURA.

$A$	: área de troca térmica ( $m^2$ )
$Cp_f$	: calor específico do fluido ( $KJ/Kg\ ^\circ C$ )
$Cp_o$	: calor específico do óleo de soja ( $KJ/Kg\ ^\circ C$ )
$D$	: diâmetro das curvas da serpentina ( m )
$d_i$	: diâmetro interno do tubo ( m )
$d_b$	: diâmetro do bocal ejetor ( m )
$D_{ec}$	: diâmetro externo do conversor (m)
$d_g$	: diâmetro da garganta ( m )
$D_{ic}$	: diâmetro interno do conversor ( m )
$D_{is}$	: diâmetro do isolante ( m )
$d_s$	: diâmetro interno do tubo da serpentina ( m )
$E$	: espessura da chapa do reator ( m )
$E_{is}$	: espessura do isolante ( m )
$G$	: vazão do gás ( $m^3/s$ )
$Ht$	: altura da tampa do reator ( m )
$h_i$	: coeficiente interno de transferencia de calor ( $w/m^2\ ^\circ C$ )
$h_{serp}$	: $h_i$ corrigido para a serpentina ( $w/m^2\ ^\circ C$ )
$k_a$	: condutividade térmica do tubo ( $w/m\ ^\circ C$ )
$k_b$	: condutividade térmica do isolante ( $w/m\ ^\circ C$ )
$k_f$	: condutividade térmica do fluido ( $w/m\ ^\circ C$ )
$L$	: vazão do líquido ( $m^3/s$ )
$l$	: comprimento do tubo ( m )
$\dot{m}$	: vazão massica ( $Kg/s$ )
$m_i$	: massa de óleo ( $Kg$ )
$M_T$	: massa total de óleo ( $Kg$ )
$Nu$	: número de Nusselt
$P$	: pressão de projeto do reator (KPa)
$Pr$	: número de Prandtl

$Q = Q_T$	: calor total gerada pela hidrogenação ( KJ/s )
$Q_I$	: calor gerada pela hidrogenação por queda de índice de iodo ( KJ/s )
$Re$	: número de Reynolds
$Re_b$	: número de Reynolds no bocal ejetor
$Re_g$	: número de Reynolds na garganta do ejetor
$r_e$	: raio externo do tubo ( m )
$r_i$	: raio interno do tubo ( m )
$r_{is}$	: raio do isolante ( m )
$S$	: valor máximo admissível de tensão ( KPa )
$T_b$	: temperatura do banho ( °C )
$T_{ea}$	: temperatura de entrada da água de resfriamento ( °C )
$T_{es}$	: temperatura de entrada da suspensão ( °C )
$T_i$	: temperatura interna do tubo ( °C )
$T_{is}$	: temperatura do isolante na superfície externa ( °C )
$T_{sa}$	: temperatura de saída da água de resfriamento ( °C )
$T_{ss}$	: temperatura de saída da suspensão ( °C )
$\Delta T_{ln}$	: diferencial de temperatura logaritmica ( °C )
$\Delta T$	: aumento da temperatura por queda de índice de iodo ( °C )
$U$	: coeficiente global de transferência de calor ( w/m <sup>2</sup> °C )
$U_i$	: coeficiente global interno de transferência de calor ( w/m <sup>2</sup> °C )
$x$	: fator de correção
$\Delta I$	: queda de índice de iodo
$\eta$	: eficiência das soldas e juntas
$\rho_f$	: densidade do fluido ( Kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_o$	: densidade do óleo de soja ( Kg/m <sup>3</sup> )
$v_b$	: velocidade no bocal ( m/s )
$v_f$	= velocidade do fluido ( m/ s )
$V_B$	= volume da batelada ( m <sup>3</sup> )
$V_T$	= volume total do reator ( m <sup>3</sup> )
$\mu_f$	= viscosidade do fluido ( cPoise )

$\mu_p$  : viscosidade na temperatura da parede do tubo (cPoise)

$\mu_o$  : viscosidade do óleo de soja (cPoise)

## RESUMO

Neste trabalho foi desenvolvido um reator de recirculação para hidrogenação de óleos vegetais. O reator consiste de um conversor cilíndrico, uma bomba de diafragma para recirculação da suspensão catalítica, um trocador de calor para aquecimento e ou resfriamento e um ejetor tipo venturi para aspirar e misturar as fases reagentes. Este reator, devido à utilização do ejetor, assegura uma mistura contínua e uniforme das fases reagentes envolvidas no processo: gás, líquido e sólido, evitando assim a presença de um agitador mecânico. Foram medidas as temperaturas de entrada e de saída no trocador de calor para estudar as características de operação, do comportamento hidrodinâmico e da transferência de calor durante o aquecimento e resfriamento na recirculação da suspensão catalítica. Os resultados experimentais do balanço térmico foram interpretados na forma de correlações adimensionais e coeficientes de transferência de calor. As concentrações de catalisador estudados estão na faixa de 0,01 - 0,05% em peso. A vazão de suspensão é de 6 l/min e vazão de sucção de hidrogênio é de 3,09 l/min. Verificou-se que a concentração de catalisador aparentemente não afeta o escoamento da suspensão, embora tenha efeito importante nos coeficientes de troca de calor. O processo de hidrogenação de óleo vegetal mostrou bons resultados quanto à velocidade de reação conseguindo-se a queda de até 60 unidades de índice de iodo no período de 90 minutos.

## **ABSTRACT**

This is an experimental work for the development of a loop reactor for hydrogenation of vegetable oil. The reactor system has a cylindrical body, a diafragn pump for recirculation of the suspension catalytic, an heat exchanger for heating/cooling and a venturi ejector to mix the reacting components. This ejector maintains a continuous and uniform suspension of solids (catalyst) and hydrogen in oil thus avoiding a mechanical agitator. Temperatures of inlet and outlet at the heat exchanger were measured in order to describe the behaviour of that piece of equipment during heating/cooling of the reacting suspension. Thermal behaviour was described in terms of non dimensional parameters and heat transfer coefficients. Catalyst concentration was in the range 0.01% to 0,05% weigth. Flow rate of suspension was 6 l/min and the hydrogen was 3.09 l/min . Flow behaviour didn't show dependance from catalyst concentration but was important for heat transfer. Hydrogenation was conducted whit success at rates of the order of up to 60 iodine value (IV) units reduction per 90 minutes.

## 1. INTRODUÇÃO.

A hidrogenação apresenta uma grande importância como reação de transformação de uma variedade de materiais orgânicos especialmente na tecnologia moderna de óleos e gorduras naturais. Ela é empregada em larga escala para o processamento de óleos comestíveis, graxas lubrificantes, sabões especiais, óleos especiais, etc.

Todas as tendências na adaptação de novas tecnologias de hidrogenação, o aumento na procura por margarinas e outras gorduras modificadas e especialmente a otimização dessa indústria tem aumentado o interesse no desenvolvimento do processo de hidrogenação. A pesquisa atual procura melhores equipamentos com maior eficiência seletividade de produtos, e baixos custos de operação (HASTERT, 1993). Diferentes desenhos de reatores e processos são utilizados para realizar a hidrogenação catalítica em escala comercial. Em todo o mundo são utilizados reatores de tipo batelada esbeltos com agitadores mecânicos de múltiplas pás (ALBRIGHT, 1973; LEUTERITZ, 1976; CARLSON, 1989).

Não obstante a hidrogenação catalítica em batelada ser tradicionalmente conduzida em reatores convencionais com agitadores de pás, vem crescendo os melhoramentos dos reatores de recirculação devido à sua maior capacidade de transferência de massa e calor. O reator de recirculação dispensa a agitação mecânica. Uma bomba força a suspensão gás-líquido-sólido através de um venturi que arrasta a fase gasosa para realizar uma fina dispersão do gás. Nestes reatores resultam curtos tempos de hidrogenação em condições de pressão e temperatura mais moderadas e menores concentrações de catalisador o que reduz os custos de operação e melhora a qualidade do produto final, vide tabela 2.3 (MALONE, 1980).

Além da hidrogenação este reator tem múltiplos usos para outras reações gás-líquido como: cloração, aminação e carbonilação, para produtos orgânicos intermediários (caso de aminas alifáticas e aromáticas), manufatura de corantes, herbicidas etc.

A operação do reator envolve escoamento da suspensão e transferência calor para aquecimento e/ou resfriamento, fenômenos esses que devem ser estudados para as diferentes condições de processo. Embora tenham sido reportadas teorias sobre as aplicações e princípios de operação desse reator não existem dados práticos de seu funcionamento e de sua eficiência em relação a parâmetros de escoamento e transferência de calor dificultando o estabelecimento das condições operacionais ótimas para o processamento.

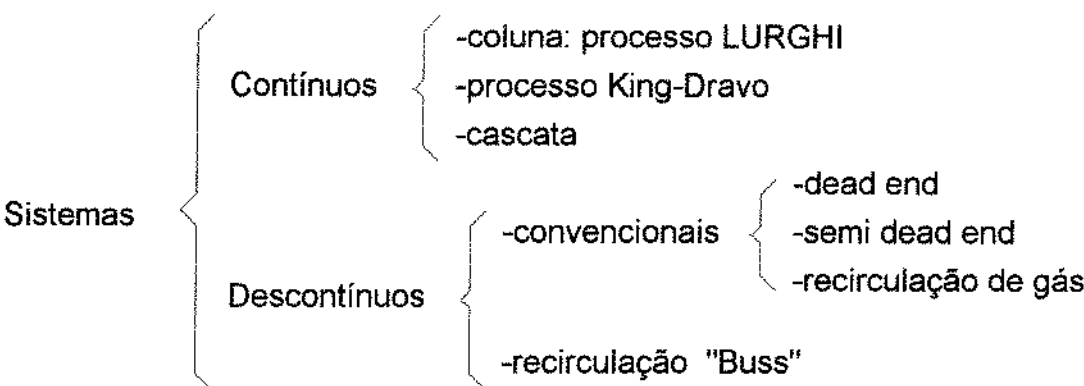
## OBJETIVO.

Considerando os aspectos mencionados, o objetivo deste trabalho é desenvolver e colocar em operação um reator de recirculação de hidrogenação e estudar os fenômenos hidrodinâmicos e de transferência de calor que ocorrem no trocador de calor cuja função é o aquecimento inicial para início da reação e posterior resfriamento para dissipar o efeito exotérmico, na mistura óleo-hidrogênio-catalisador.

**2. REATORES DE HIDROGENAÇÃO.**

**2.1 Processos e reatores de hidrogenação.**

Dois tipos de processos são utilizados na hidrogenação de materiais orgânicos: contínuos e descontínuos, (GROTHUES, 1985).



**2.1.1 Processo contínuo.**

Os processos contínuos são normalmente utilizados para produção de grandes volumes de um mesmo produto e com características constantes. Dentro desta categoria os sistemas de reatores mais conhecidos são: de coluna chamados de processo LURGHI figura 2.1, de processo KING-DRAVO, mostrado na figura 2.2, e de cascata.

Os reatores de coluna conhecidos também como reatores de processo LURGHI utilizam uma coluna com diversos compartimentos. Neste sistema o óleo e o catalisador são adicionados em um tanque com agitação sendo então bombeados através de um trocador de calor para uma coluna de hidrogenação. O hidrogênio é injetado no fundo da coluna e uma camisa de resfriamento em circuito fechado mantém a temperatura do hidrogênio constante. O hidrogênio não reagido é removido pelo topo da coluna enquanto o produto hidrogenado escoar para um tanque de resfriamento, (ALBRIGHT, 1973; GROTHUES, 1985) Vide figura 2.1.

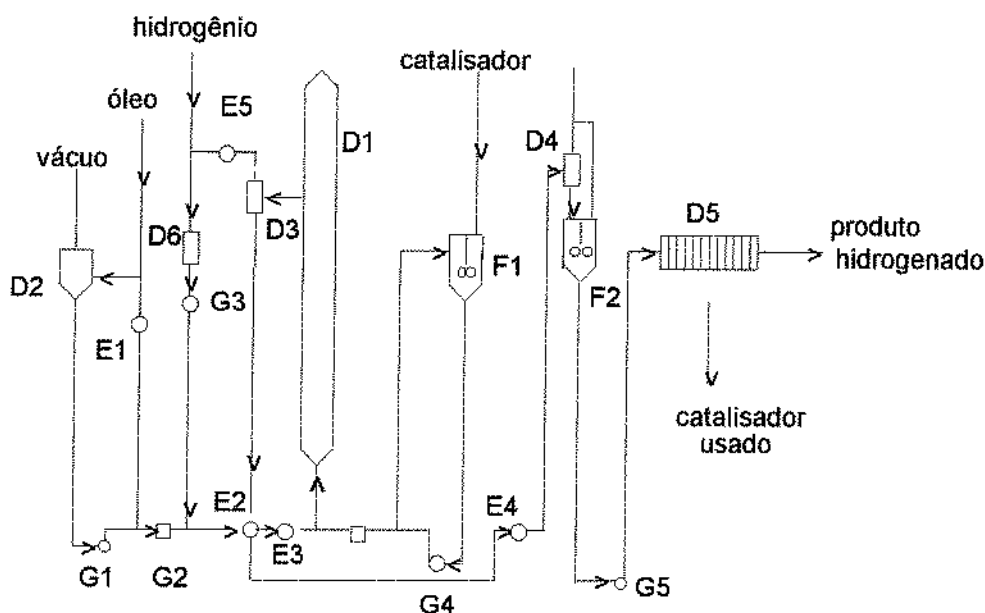


Figura 2.1: Processo LURGHI de hidrogenação contínua (GROTHUES, 1985). D1 reator; D5 filtro; D2,D3,D4,D6 tanques; E1,E2,E3,E4,E5 trocadores de calor, F1,F2 tanques com misturadores; G1,G2,G3,G4,G5 válvulas.

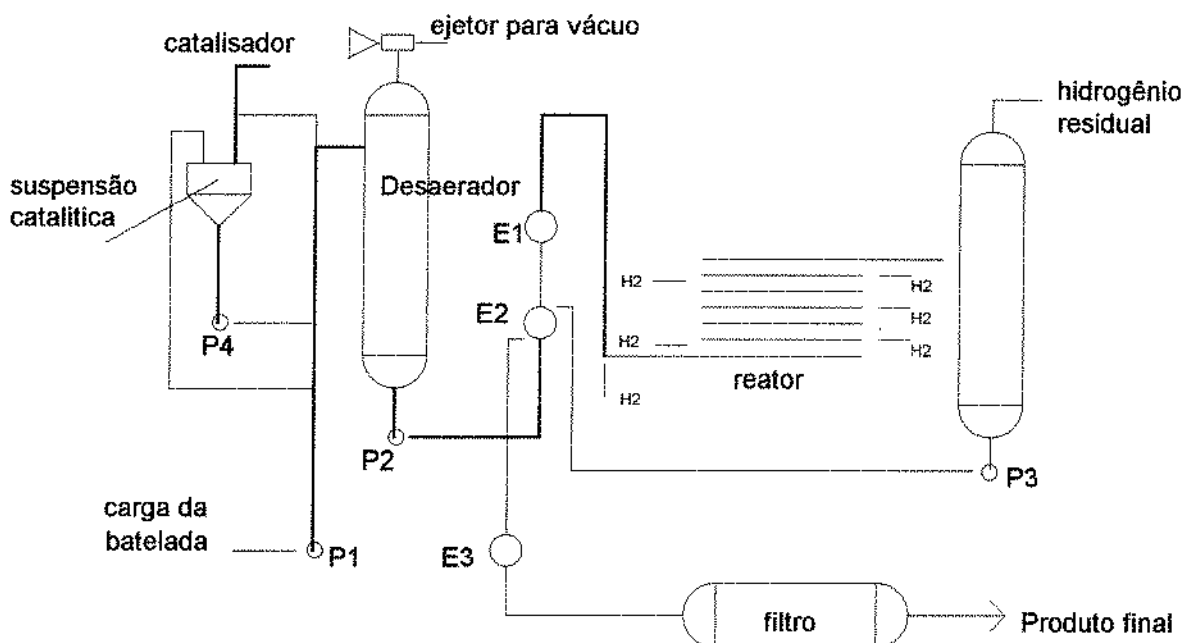


Figura 2.2: Processo KING-DRAVO de hidrogenação contínua (HASTERT, 1981). E1,E2,E3: trocadores de calor; P1,P2,P3,P4: bombas.

Os reatores de cascata são reatores em série. Os módulos de cascata são reatores com recirculação conectados em série, geralmente reatores tipo "Buss" são os mais adaptados a este processo. Neste sistema o produto a ser hidrogenado percorre em cascata diversos reatores continuamente, até se obter um nível determinado de hidrogenação.

A grande vantagem do processo contínuo é a facilidade em se manter constante as condições de processo como: vazão, pressão e temperatura além da eficiente regeneração de calor e uma constante qualidade do produto final. A desvantagem é a troca de produto a processar, que é sempre demorada e provoca frequentemente contaminações de um produto pelo outro.

### **2.1.2 Processo descontínuo.**

O processo descontínuo chamado também por batelada é industrialmente mais utilizado. Ao contrário do sistema contínuo a hidrogenação por batelada permite uma flexibilidade muito grande da instalação quanto à troca de produtos, seletividade da reação e qualidade do produto final. Dentro deste processo temos dois tipos de reatores mais utilizados comercialmente para hidrogenação de óleos vegetais: os reatores convencionais com agitadores de pás e os reatores que usam um sistema de recirculação do líquido reagente, chamados reatores de recirculação ou conhecidos também como reator de "BUSS" (UROSEVIC, 1986).

### **2.2 Reator de hidrogenação.**

Um bom reator de hidrogenação permitirá reduzir a quantidade de catalisador empregado, energia utilizada assim como o tempo da reação e portanto o custo operativo de processo. Portanto diversos fatores devem ser considerados para este tipo de reator:

- a) capacidade da batelada,
- b) projeto do reator,
- c) geometria do reator e material de construção,

- d) temperatura de reação e, conseqüentemente o sistema de aquecimento e ou resfriamento,
- e) tipo de sistema de agitação das fases reagentes e
- f) alimentação de hidrogênio.

### **2.2.1 A capacidade da batelada.**

O volume total do reator deve ser tal que, além do volume da batelada, deve considerar o incremento do volume devido à solubilização do hidrogênio no óleo e, conseqüentemente, o aumento e diminuição da densidade do produto. O ideal é manter um volume mínimo de 15 e máximo de 30% do total da batelada como espaço livre (head space) para o hidrogênio. Um método prático para determinar-se o volume total do reator ( $V_T$ ) é aumentar o volume da batelada ( $V_B$ ) em 30% ; ou seja  $V_T = 1,30 (V_B)$ .

### **2.2.2 Temperatura de reação e sistema de aquecimento e ou resfriamento.**

A função do trocador de calor é de aquecer até a temperatura inicial de reação e controlar a temperatura durante todo o processo até o grau de hidrogenação desejado. É necessária uma temperatura inicial de aproximadamente 110 a 120 °C para iniciar a reação. O aumento da temperatura durante o processo de hidrogenação é de 1,6 a 1,7 °C para cada índice de iodo baixado. Dai ser necessário resfriar a massa reagente para que a temperatura não suba demasiado e não ultrapasse os limites fixados; a temperatura mais alta desloca o equilíbrio para produtos indesejáveis além de por em risco a segurança pelo aumento da pressão. Com a passagem de água fria pelo trocador, mantém-se a temperatura numa faixa entre 125 a 200 °C (segundo o tipo de produto desejado), até alcançar o índice de iodo ou ponto de fusão desejado (O processo da hidrogenação é controlada através da análise da insaturação do óleo pelo índice de iodo ou pelo índice de refração, sendo que o índice de iodo corresponde 1 g  $I_2$ /100 g de gordura analisada; isto quer dizer que cada  $I_2$  irá substituir uma dupla ligação).

Normalmente os reatores convencionais de hidrogenação utilizam serpentinas tubulares internas que servem para aquecer ou resfriar a massa interna. As serpentinas proporcionam uma superfície de troca térmica maior do que a utilização de camisa externa. Além disso o coeficiente de transmissão de calor da serpentina é maior que o da camisa, pelo fato de estar totalmente imersa no produto em agitação e por ser a espessura da parede do tubo da serpentina mais fina que a parede do reator. Como se sabe a quantidade de calor gerada pela reação de hidrogenação é bastante grande (1,6 a 1,7 °C para cada unidade de redução de índice de iodo) e, portanto, o sistema de resfriamento deve ser bem dimensionado. O sistema de troca térmica influe diretamente no custo operacional da hidrogenação. O sistema com recirculação não usa serpentina interior ou camisa, portanto deixa maior espaço disponível para a batelada e também facilita a limpeza do reator depois do processamento.

Segundo (RIEMANN, 1978) e (GREENWOOD, 1986) os trocadores de calor tipo tubulares são os mais usados pelo sistema de hidrogenação por recirculação. No interior dos tubos passa o líquido em reação e pela parte exterior pode passar vapor ou outro fluido de aquecimento para dar início à hidrogenação; depois, água durante o resfriamento para controle da hidrogenação. O trocador de calor externo nestes casos evita a limitação da superfície de troca e os coeficientes de troca são consideravelmente aumentados devido à recirculação forçada da suspensão reagente através do trocador de calor.

### **2.2.3 Tipo de sistema de agitação e mistura das fases reagentes.**

Para poder realizar a hidrogenação, o hidrogênio (gás), catalisador (sólido) e o óleo (líquido) deverão manter um estreito contato a uma temperatura dada e sob uma pressão de hidrogênio (PATTERSON, 1973 b). Assim o sistema de agitação e mistura das fases reagentes é a parte mais sensível do processamento da hidrogenação. A função principal da agitação é solubilizar e dispersar o hidrogênio no óleo e induzir a maior área de contato possível entre óleo, hidrogênio e catalisador.

Nos reatores convencionais a tendência das bolhas de hidrogênio injetadas no fundo é subir para o topo do reator e coalescer, portanto, precisa-se de um agitador eficiente para quebrar estas bolhas de gás, solubilizando e dispersando o hidrogênio e propiciando a transferência de sua massa na maior quantidade possível para a superfície do catalisador; que é onde ocorre a reação. Aqui tem efeito importante a geometria do reator, a pressão e a dispersão do hidrogênio, (OLDSHUE 1980; 1983). Normalmente estes reatores utilizam agitadores de turbina de RUSHTON ou de palhetas, (mostrados na figura 2.3), que possuem várias turbinas ao longo do eixo de acionamento que promove a turbulência da suspensão (LAU, 1983). Nos reatores de recirculação o "loop da suspensão" e a mistura das fases envolvidas na reação realizadas no ejetor eliminam a necessidade de utilização de um agitador mecânico. Isto implica maior espaço por batelada, já que este reator só contém em seu interior o ejetor.

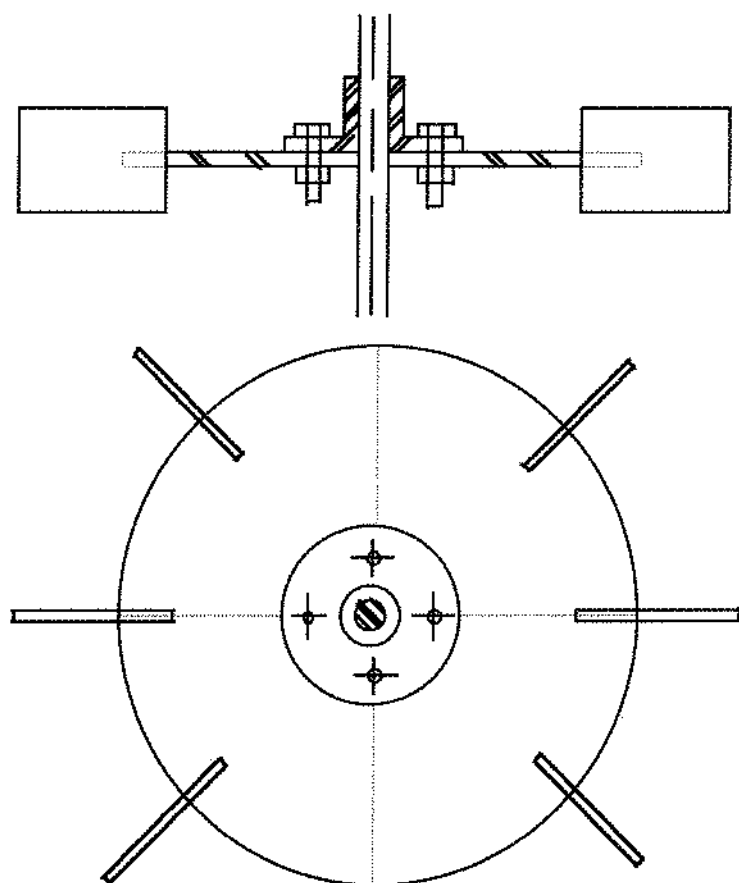


Figura 2.3: Turbina de RUSHTON.

A determinação da potência de agitação ou recirculação nos reatores depende de uma série de variáveis, como: densidade e viscosidade do produto, forma e dimensões do equipamento, rotação ou recirculação e do regime de agitação. A potência consumida durante o processo é um fator importante para o custo operacional da hidrogenação. Um valor aceitável é de 2 KW de energia por tonelada de óleo processado.

## **2.2.4 Alimentação de hidrogênio.**

Nos reatores convencionais a injeção de hidrogênio é feita no fundo do reator, vide figura 2.5. A utilização de um tubo dispersor perfurado próximo a turbina inferior do agitador tem mostrado maior eficiência que sistemas mais complexos. O objetivo do tubo perfurado é produzir bolhas de gás de menor tamanho possível. Todavia o diâmetro dos orifícios deve ser tal que não seja bloqueado com facilidade. A dimensão do dispersor bem como a quantidade e diâmetro dos orifícios devem ser determinados de acordo com a vazão de gás exigida na reação. É necessário que a perda de carga em cada orifício seja maior que aquela existente ao longo do comprimento do tubo, para evitar afogamento. A boa dispersão do hidrogênio é muito importante pois ajuda a melhorar a seletividade, reduz o tempo de reação e, conseqüentemente, o custo do processo. Para os reatores de recirculação o hidrogênio é alimentado diretamente no "head space" (espaço de gás da cabeça do reator). A medida que o hidrogênio vai sendo consumido vai sendo alimentado, ou seja, a alimentação do hidrogênio é realizada segundo a necessidade de consumo da reação (MALONE, 1980).

## **2.3 Reator de recirculação.**

### **2.3.1 Princípio de operação.**

O princípio básico de operação de um reator de recirculação está mostrado na figura 2.4 e consiste de dois "loops": um da suspensão e outro da fase gasosa. A batelada com a suspensão catalítica é continuamente bombeada através de um trocador de calor externo e através de um bocal ejetor situado na parte interna

superior do conversor onde acontece uma intensa mistura das duas fases. Este constitui o "loop da fase líquida ou da suspensão", ( LEUTERITZ, 1973 ; MALONE, 1980 ; DIRIX, 1980 ; UROSEVIC, 1986).

A passagem da suspensão pelo ejetor produz uma íntima interação das três fases reagentes: hidrogênio (gás), óleo (líquido) e catalisador (sólido). As bolhas de gás hidrogênio experimentam um intenso efeito de cisalhamento na garganta de ejetor o que diminui seu tamanho e melhora o contato. O excesso de hidrogênio não reagido durante a interação das fases sai pelo difusor do ejetor separando-se da suspensão na base do conversor e acumulando-se novamente no "head space" do reator. O hidrogênio é novamente arrastado pela ação de sucção do ejetor e assim sucessivamente até completar a hidrogenação. Este é o "loop interno da fase gasosa" (MALONE, 1980; UROSEVIC, 1986 ;DUTTA & RAGHAVAN. 1987).

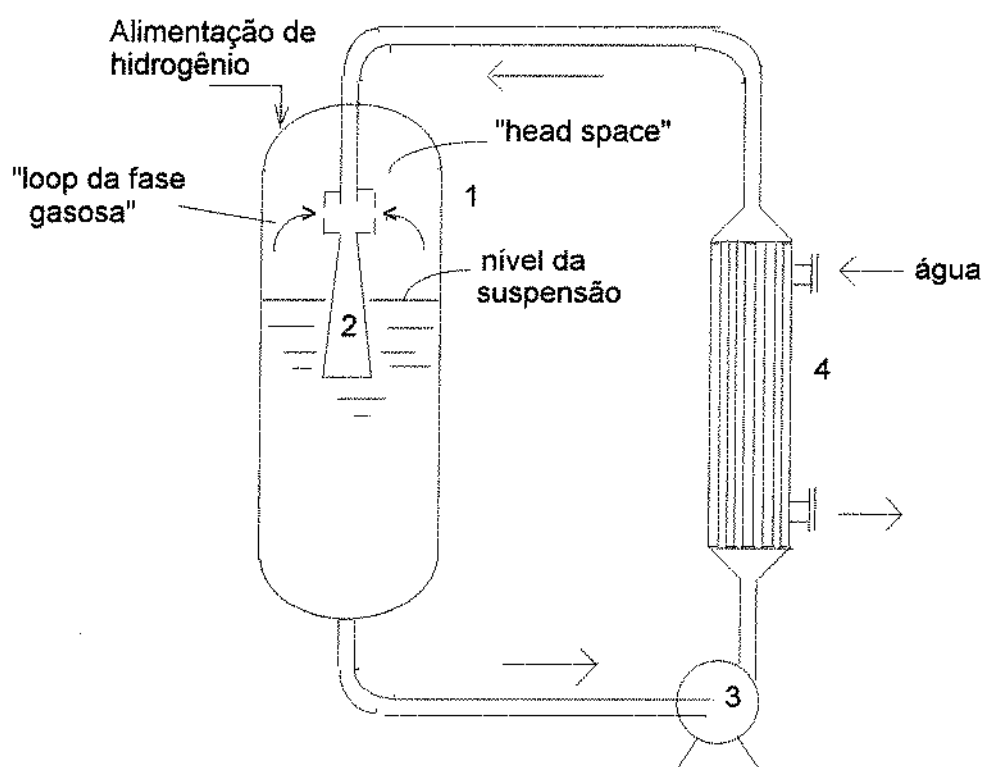


Figura 2.4: Princípio de operação de um reator de recirculação:

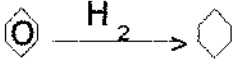
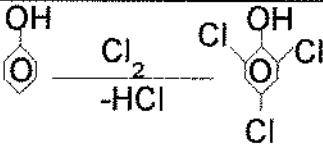
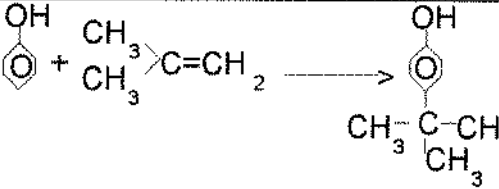
- |                                 |                           |
|---------------------------------|---------------------------|
| 1. corpo do reator (conversor); | 3. bomba de recirculação; |
| 2. ejetor tipo venturi;         | 4. trocador de calor.     |

2.3.2 Aplicações e fatores que influem na ampliação de escala.

2.3.2.1 Aplicações.

Algumas aplicações do reator de recirculação são em reações homogêneas e heterogêneas com presença de gás, líquido e sólido, principalmente nas hidrogenações catalíticas como saturação de anéis aromáticos, alkilações, aminações, etc e no processamento de óleos e gorduras comestíveis; também são utilizados, na produção de varios produtos químicos intermediários e química fina, a tabela 2.1 mostra exemplos de algumas das reações químicas realizados neste tipo de reator.

Tabela 2.1: Reações químicas realizados num reator de recirculação. (MALONE, 1980; GREENWOOD, 1986).

Redução de duplas ligações	$CH = CHR \xrightarrow{H_2} RCH_2CH_2R$
Redução parcial triplas ligações	$C \equiv CR \xrightarrow{H_2} RCH = CHR$
Saturação de aromáticos	
Redução do grupo carbonilo	$CH = O \xrightarrow{H_2} RH_2C - O$
Redução de nitrilos	$C \equiv N \xrightarrow{H_2} RCH_2NH_2$
Aminação	$CH = O \xrightarrow{NH_3, H_2} RCH_2NH_2$
Aminação de aldeidos e cetonas	$RCOH \xrightarrow[-H_2O]{NH_3, H_2} RNH_2$
Redução de um ácido	$RCOCl \xrightarrow{H_2} RCOH$
Carbonilação	$CH_3OH \xrightarrow{CO} HCOOCH_3$
Cloração	
Alquilação	

### 2.3.2.2 Fatores que influem na ampliação de escala.

Uma das maiores vantagens do reator com recirculação em relação aos reatores convencionais está na seletividade da reação devido ao maior contacto interfases que possibilita uso de pressões e temperaturas moderadas e tempos menores e na facilidade de obtenção de dados confiáveis para a ampliação de escala a nível de planta piloto para grandes plantas comerciais. As variações na mistura padrão e a capacidade de transferência de calor são eliminadas, devido a que os cálculos de ampliação de escala baseiam-se nas taxas de recirculação e na configuração do ejetor para estes reatores de recirculação e não no volume do conversor como acontece com os reatores convencionais. Isto permite realizar com maior exatidão o projeto do reator e desenvolver todo o sistema de controle da reação. Esta característica permite, de forma simples, a obtenção de informações confiáveis para ampliação de escala dos equipamentos para testes a nível de planta piloto, (MALONE, 1980; GREENWOOD, 1983).

No caso de um reator com agitador de turbina, mostrado na figura 2.5, os cálculos para ampliação de escala são complicados, devido as mudanças da mistura padrão e as taxas de transferência de massa para a baixa relação superfície-volume

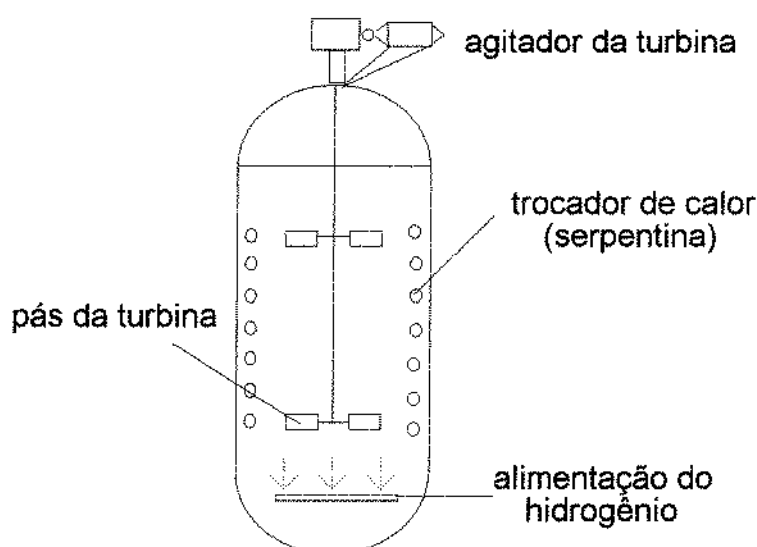


Figura 2.5: Reator convencional com agitador de pás.

num pequeno reator piloto. Os gradientes de temperatura e concentração, assim como reações em conversores grande capacidade resultam em reações indesejáveis com decréscimo de qualidade do produto final.

Os reatores de recirculação minimizam estes problemas limitando a reação para uma alta agitação e uma zona de reação bem definida que leva a um considerável decréscimo de tempo de hidrogenação, como se mostra nas tabelas 2.2 e 2.5 (MALONE, 1981; LEUTERITZ, 1976).

### **2.3.3 Sistema reator de recirculação para hidrogenação.**

#### **2.3.3.1 Funcionamento.**

O Sistema de recirculação de Hidrogenação (UROSEVIC, 1986) está mostrado na figura 2.6. Formado pelo ejetor que faz a mistura das duas fases, uma bomba de recirculação e um trocador de calor externo para aquecer ou resfriar a mistura de reação.

Durante a operação a batelada da suspensão recircula continuamente enquanto alimenta-se o hidrogênio para o reator. A recirculação e o ejetor eliminam a necessidade de um agitador mecânico. O consumo de potência geralmente é menor para uma bomba de recirculação que para um agitador; vide tabela 2.4.

O catalisador é alimentado como uma suspensão quando a bomba de recirculação está funcionando. Esta suspensão catalítica deve ser preparada em bateladas é transferidas por sucção para dentro o reator. Durante a sequência da hidrogenação a pressão e o fluxo de hidrogênio são monitorados e controlados. Devido a que a reação é mais intensa durante os primeiros 30-40 minutos, o consumo é muito mais elevado de hidrogênio, aumentando em consequência a pressão e temperatura. A remoção de calor por resfriamento, tem como consequência a queda de pressão no conversor.

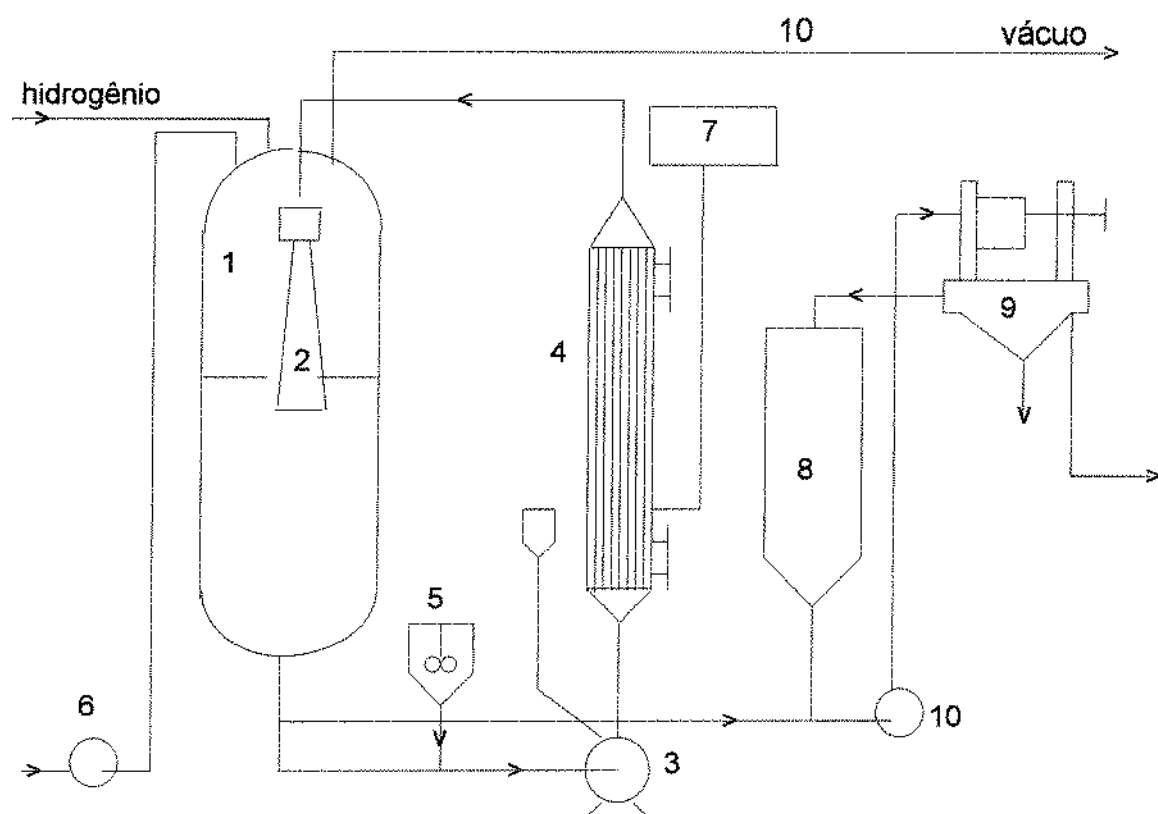


Figura 2.6: Sistema reator de recirculação para Hidrogenação:

- |  |  |
|--|--|
| 1. corpo do reator (conversor);                    | 6. bomba para alimentação de óleo;     |
| 2. ejetor;   | 7. tanque coletor de vapor condensado; |
| 3. bomba de recirculação;                          | 8. tanque intermediário;               |
| 4. trocador de calor;                              | 9. filtro.                             |
| 5. tanque alimentação da suspensão de catalisador; | 10. linha de vácuo                     |

Nas tabelas 2.2; 2.3 e 2.4 , mostra-se um exemplo de comparação dos sistemas utilizados na hidrogenação de um composto químico ( 2-cloroanisidina).

Tabela 2.2: Dados básicos dos sistemas (MALONE ,1980).

	Sistema recirculação	Sistema convencional
Temperatura de reação	90°C	90 °C
Pressão de reação	690 KPa	690 KPa
Calor de reação	928 KJ/kg	928 KJ/kg
Calor específico da mistura de reação.	1671 KJ/kg°C	1671 KJ/kg°C
Tempo por batelada:		
purga	15 min.	15 min.
carga da batelada	10   "	15   "
alimentação do catalisador	5   "	5   "
pre-aquecimento/ vácuo	20   "	30   "
reação	74   "	240   "
resfriamento	30   "	45   "
descarga	10   "	15   "
Tempo de hidrogenação.	164   " 2,73 hrs.	365   " 6,08 hrs.
Bateladas / dia (24 Horas)	6 - 8	4 máximo.

Tabela 2.3: Requisitos do Processo (MALONE, 1980).

	Sistema recirculação	Sistema convencional
Pressão de reação	690 KPa	690 KPa
Temperatura de reação	90 °C	90 °C
Temperatura água de resfriamento	35 °C	35 °C
Calor de reação liberado	214 KJ/s	132 KJ/s
Taxa de pre-aquecimento	171 KJ/s	274 KJ/s
Taxa de resfriamento	70 KJ/s	113 KJ/s
Concentração de catalisador	0,05 % peso	2-3% peso
Rendimento da reação	99,40 % peso	96,75% peso

Tabela 2.4: Equipamentos principais (MALONE, 1980)

Sistema recirculação	Sistema Convencional
1,50 m <sup>3</sup> conversor c/ ejetor	3,80 m <sup>3</sup> . conversor
11,20 Kw bomba de recirc. (principal)	22,40 Kw agitador
5,60 Kw bomba de recirc. p /filtrado	3,80 Kw bomba de recir. p/ filtrado
5,60 m <sup>2</sup> área de trocador de calor	9,30 m <sup>2</sup> área serpentina interna
0,20 m <sup>3</sup> tanque prep. do catalisador	0,20 m <sup>3</sup> tanque prep. catalisador

A tabela 2.5 mostra o tempo necessário utilizados pelos sistemas na hidrogenação de óleo vegetal e de peixe. Nota-se que o tempo de hidrogenação é sempre menor no sistema de recirculação para a hidrogenação de óleo vegetal; para óleo de peixe que é um composto com alto grau de ácidos graxos insaturados a velocidade da reação mostra-se menor.

Tabela 2.5: Tempo de processo nos sistemas (UROSEVIC 1986).

Tempo de cada processo operação (minutos)	Sistema Convencional	Sistema de Recirculação	
	Óleo Vegetal	Óleo vegetal	Óleo peixe
Carga, pre-aquecimento, secagem/ vácuo.	90	75	75
reação	180	100	150
descarga	18	15	15
Tempo de hidrogenação	288	190	240
bateladas/dia (24 horas)	maximo 5	7,5	6

No final da hidrogenação a alimentação de hidrogênio será pequena devido à pequena disponibilidade de moléculas reagentes na massa líquida. Os reatores convencionais tem tido tradicionalmente problemas com mistura do sistema gás-líquido. A reação vai acompanhada por bolhas de hidrogênio alimentado desde a

base do conversor que vão sendo distribuídas pela ação das pás da turbina. Aqui as bolhas são grandes e o gás não reagido acumula-se no espaço vazio (head space) do reator. Como estes reatores não tem a capacidade de recircular o hidrogênio acumulado o ciclo da hidrogenação é maior (MALONE, 1980). Estes problemas são eliminados no reator de recirculação devido a uma constante recirculação do gás dado pelo "Loop interno da fase gasosa".

Durante o processo a reação pode ser suspensa em qualquer tempo que seja desejado simplesmente parando a bomba de recirculação. Este controle permite uma grande segurança do reator. Não é possível a transferência de massa sem a intensa mistura das fases gás-líquido proporcionada pelo ejetor.

#### **2.3.2.2 Vantagens do sistema reator de recirculação.**

Comparado com um sistema convencional, o sistema de recirculação tem demonstrado as seguintes vantagens, (MALONE, 1980; HASTERT, 1981):

- aumenta a circulação da batelada empregando menor energia ( $\text{Kw/m}^3$  do volume de reação),
- aumenta a área de transferência de massa por volume de reação ( $\sim 2000 \text{ m}^2/\text{m}^3$  vs  $1000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ),
- produz mistura intensa na zona de reação resultando em perfis iguais de concentração e temperatura,
- tempo de residência controlado na zona de reação do ejetor resultando em melhor conversão e seletividade,
- a transferência de calor é virtualmente ilimitada, devido a troca de calor externa que não tem limitações geométricas, eliminando o uso de serpentinas internas no conversor que dificultam a limpeza,
- a reação principal ocorre no ejetor, o qual é uma bem definida região com conhecidas condições de operação,
- a agitação é fornecida por uma bomba de recirculação externa eliminando a necessidade de um agitador mecânico, que tem maiores problemas de manutenção,

- o funcionamento de cada equipamento é simples e seguro e
- os dados de ampliação de escala a nível piloto para plantas comerciais são mais simples e confiáveis.

## **2.4 Ejetor tipo Venturi.**

### **2.4.1 Princípio de operação.**

Ejetor é um dispositivo mecânico utilizado com a finalidade de produzir a sucção e bombeamento de um fluido, empregando um fluido propulsor. O funcionamento do ejedor é baseado no princípio de venturi, o qual estabelece que um fluido escoando numa tubulação, quando obrigado a transpor um estrangulamento, tem aumentada sua velocidade e, conseqüentemente, há uma redução de pressão. O seu emprego é muito difundido em caldeiras e na produção de vácuo, havendo diversos modelos, sendo usados de acordo com a capacidade necessária e objetivos específicos. Nos reatores de recirculação estes ejedores vem trabalhando com alta eficiência para reações químicas que envolvem um sistema trifásico gás, sólido e líquido especialmente na hidrogenação de óleos e gorduras (PATTERSON, 1983 b).

### **2.4.2 Regimes de escoamento num ejedor.**

Experimentos feitos por OTAKE, 1981 mostraram que se pode encontrar dois diferentes regimes de escoamento num ejedor tipo venturi operando com um líquido a altas velocidades e produzindo a sucção de um gás.

Para casos de baixas taxas de relação de vazão gás-líquido (G/L), acontece escoamento de bolhas, que é caracterizado pela formação contínua de pequenas bolhas de gás uniformemente distribuídas na fase líquida mostrado na figura 2.7. Este tipo de regime deve ocorrer nas reações gás-líquido, caso da hidrogenação, porque favorece a mistura uniforme das fases reagentes.

Para altas taxas de vazão de gás tem lugar uma transição de escoamento de bolhas para o escoamento de jato. No regime de escoamento de jato a mistura

de gás-líquido forma uma região "reta" característica desde a garganta até a saída do difusor e conseqüentemente a formação de uma camada de líquido estagnado nas paredes do difusor, mostrada na figura 2.8.

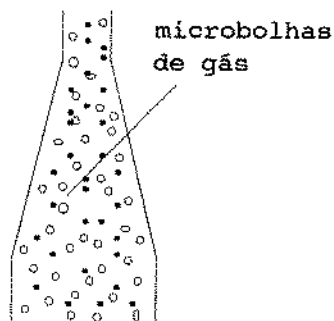


Figura 2.7:Escoamento de bolhas



Figura 2.8: Escoamento de jato

A transição de escoamento de bolhas para de jato ocorre a uma relação de vazão volumétrica gás-líquido (G/L) de aproximadamente 1,3 conforme (DIRIX, 1990) ou de  $1 \leq G/L \leq 2$  encontrado por (OTAKE, 1981). Estes autores também reportaram equações para escoamento em função do número de Reynolds estudados no bocal e na garganta do ejetor:

$$Re_b = \frac{\rho_f v_b d_b}{\mu_f} \quad (2.1)$$

$$Re_g = \frac{\rho_f (G + L)}{\mu_f (\pi/4) d_g} \quad (2.2)$$

onde:

$Re_b$  : Reynolds do bocal do ejetor

$Re_g$  : Reynolds da garganta do ejetor.

$d_b$  : diâmetro do bocal, (m).

$d_g$  : diâmetro da garganta, (m).

$G$  : sucção do gás, (m<sup>3</sup>/s).

$L$  : vazão do líquido, (m<sup>3</sup>/s)

$\mu_f$  : viscosidade do fluido (cPoise).

$v_b$  : velocidade no bocal, (m/s)

$\rho_f$  : densidade do fluido ( $\text{Kg/m}^3$ ).

## **2.5 Trocadores de calor para hidrogenação.**

A especificação ou a escolha de um equipamento de troca térmica principalmente aqueles utilizados em indústrias químicas e de processo aparentemente é algo simples bastando conhecer todas as características do fluido que se deseja aquecer ou resfriar, e as temperaturas envolvidas para se ter condições de especificar e escolher um equipamento. Condições de projeto podem ser atingidas por diversos tipos de equipamento com maior ou menor rendimento, maior ou menor dificuldade de manutenção, vida útil, custo operacional etc. Neste caso é importante lembrar que a mistura é trifásica, sendo uma suspensão de sólidos (catalisador) e gás (hidrogênio) em óleo.

### **2.5.1 Especificação do trocador.**

Os seguintes aspectos devem ser considerados na especificação do trocador de calor:

- 1- Finalidade: define basicamente a forma do trocador e o tipo adequado,
- 2- Produto: define, através de suas propriedades físicas, o tipo de trocador mais adequado e sua forma ,
- 3- Condições de processo:
  - 3.1 temperatura: é definido pelo tipo e principalmente os materiais empregados nos diversos componentes.
  - 3.2 pressão: é definido pelo tipo, dimensões e materiais.
- 4- Características químicas: é definido pelos materiais de construção, acabamento e forma.
- 5- Características dos fluidos auxiliares ou utilidades. Podem em função de suas características influir sensivelmente na escolha do tipo ou forma construtiva do trocador.

### **2.5.2 Tipos de trocadores.**

Os trocadores mais comumente utilizados são do tipo de casco e tubos visto que nas suas várias formas construtivas atendem a grande maioria das aplicações deste tipo de indústrias. Empregados em casos onde haja produtos com presença de sólidos em suspensão ou necessidades de limpeza frequente, permitem altas pressões, altas temperaturas e baixas perdas de carga. Muitas empresas, que inicialmente utilizaram trocadores de placas acabaram indo para os tubulares principalmente devido a entupimentos e abrasão provocados pelo catalisador.

## **2.6 Bombas para indústrias químicas e de processamento.**

A escolha do tipo de bomba e dos materiais de suas partes constitutivas depende das características dos produtos a serem bombeados e dos fenômenos físicos e químicos que poderiam vir a ter lugar durante a passagem do líquido pela bomba. Para bombeamento de lamas, lodos e sólidos em suspensão são empregadas geralmente bombas centrífugas construídas com materiais capazes de oferecer considerável resistência à abrasão. Além dessa exigência fundamental as bombas para essa finalidade devem ser projetadas de modo a reduzir o desgaste a um mínimo e permitir desmontagem e montagem por ocasião da limpeza permanente e substituição de peças (MACINTYRE, 1987).

### **2.6.1 Considerações principais no projeto da bomba.**

#### **2.6.1.1 Temperatura.**

A temperatura pode, em certos casos determinar alterações na estrutura dos metais, redução da capacidade da resistência à corrosão. Em geral, as reações se aceleram com a elevação da temperatura e, considerando a corrosão como uma reação química isto deve ser levado em conta.

### **2.6.1.2 Presença de sólidos em suspensão.**

A natureza dos sólidos que formam uma suspensão devem ser conhecidos para que se possa prever o efeito de erosão nas peças ou perigo de obstrução. O ataque dos líquidos aos materiais da bomba pode acarretar formação de produtos que não são permitidos no processamento, pois poderia alterar a coloração, o gosto ou outras propriedades do produto final.

### **2.6.1.3 Materiais empregados na fabricação.**

Os materiais empregados na construção de bomba devem levar em consideração os fatores tratados acima. Os mais usados para estes casos são os aços inoxidáveis porque são resistentes à corrosão operando sob elevadas pressões e temperaturas, e não tem problema de contaminação alguma com o produto final processado.

## **2.6.2 Tipos de bombas.**

### **2.6.2.1 Bombas Centrífugas.**

São largamente empregadas devido à sua adaptabilidade a praticamente qualquer serviço. Podem ser fabricadas numa variedade enorme de materiais. Para processamento de alimentos o mais recomendado é o aço inoxidável por sua resistência principalmente à corrosão e altas temperaturas. São geralmente utilizados nos reatores de recirculação, na hidrogenação de óleos e gorduras.

### **2.6.2.2 Bombas de diafragma.**

Essas bombas podem funcionar pela ação de compressão de um diafragma (membrana ou lâmina de grande flexibilidade), obtida pelo movimento alternativo de um sistema excêntrico ou pela ação de ar comprimido ou óleo, proveniente de uma fonte pulsativa exterior. Oferece a vantagem de não haver contato do líquido que está sendo bombeado e o sistema de acionamento, eliminando assim o risco de vazamentos e contaminações no produto final.

## **2.7 Medidas de segurança.**

### **2.7.1 Segurança do reator.**

Como medida de segurança os equipamentos devem operar sempre sob pressão positiva de hidrogênio para evitar qualquer possível entrada de ar. Deve existir um eficiente sistema de vácuo (50 milibares) com a finalidade de remover ar e vapores de água ou outros compostos voláteis imediatamente antes da entrada do hidrogênio. Também deve-se aplicar vácuo no final de cada processo para remover restos de hidrogênio não reagido durante a hidrogenação. A formação de misturas de ar-hidrogênio é o maior risco em reatores de hidrogenação ou de geração de hidrogênio.

### **2.7.2 Segurança passiva do reator.**

Deve-se considerar o seguinte:

- Ventilação natural, entrada da ventilação sempre de paredes externas,
- impedir o acúmulo do gás hidrogênio em qualquer ponto da estrutura ou na cobertura com saídas no teto ou na parte mais alta das paredes,
- se houver ventilação forçada 10 trocas de ar por hora,
- Prevenir eletricidade estática: Não usar tubos plásticos, toda estrutura deve ser aterrada e a prova de explosão, usar uniformes em tecidos que não acumulam carga electrostática.

### **2.7.3 Dispositivos de proteção e segurança.**

O reator de hidrogenação deve contar com dispositivos mecânicos de proteção no caso de eventual problema nos controles de pressão e temperatura. Os normalmente utilizados são a válvula de segurança e o disco de ruptura, as válvulas de segurança sempre devem estar precedidas por selos, com linhas de escape preferencialmente dentro da faixa de operação e providas com pontos para sopragem periódica com vapor para evitar obstruções que impeçam o livre escape dos gases.

### **3. PROJETO E OPERAÇÃO DO REATOR.**

#### **3.1 Materiais.**

##### **3.1.1 Equipamentos.**

##### **3.1.1.1 Reator.**

O reator de recirculação de hidrogenação foi Desenvolvido no Laboratório de Óleos e Gorduras da Faculdade de Engenharia de Alimentos - FEA / UNICAMP, fabricado em Aço Inoxidável 304 conforme recomenda RICE, 1979 para equipamentos de processamento na indústria de óleos e gorduras. As figuras 3.1 e 3.2 mostram um esquema e uma vista fotografica da instalação piloto montada para os ensaios de hidrogenação contendo:

1. Um tanque conversor chamado também corpo do reator com volume total de 12 litros contendo o ejeter localizado na parte superior. Detalhes dimensionais do corpo do reator estão na figura 3.9.

2. O ejeter é semelhante ao modelo de ejeter estudado por (DIRIX, 1990) e (RADHAKRISHNAN, 1984) mostrado na figura 3.4 utilizado para processos que implicam reações de misturas gás-líquido; trabalha da seguinte maneira:

O líquido circulante, óleo de soja a alta pressão, entra em "1" e expande-se em "2" através de um bico convergente. O gás hidrogênio succionado entra em "3", mistura-se com o óleo na câmara de mistura "4". Em seguida a mistura de óleo mais hidrogênio é recomprimida através do difusor do venturi até "5".

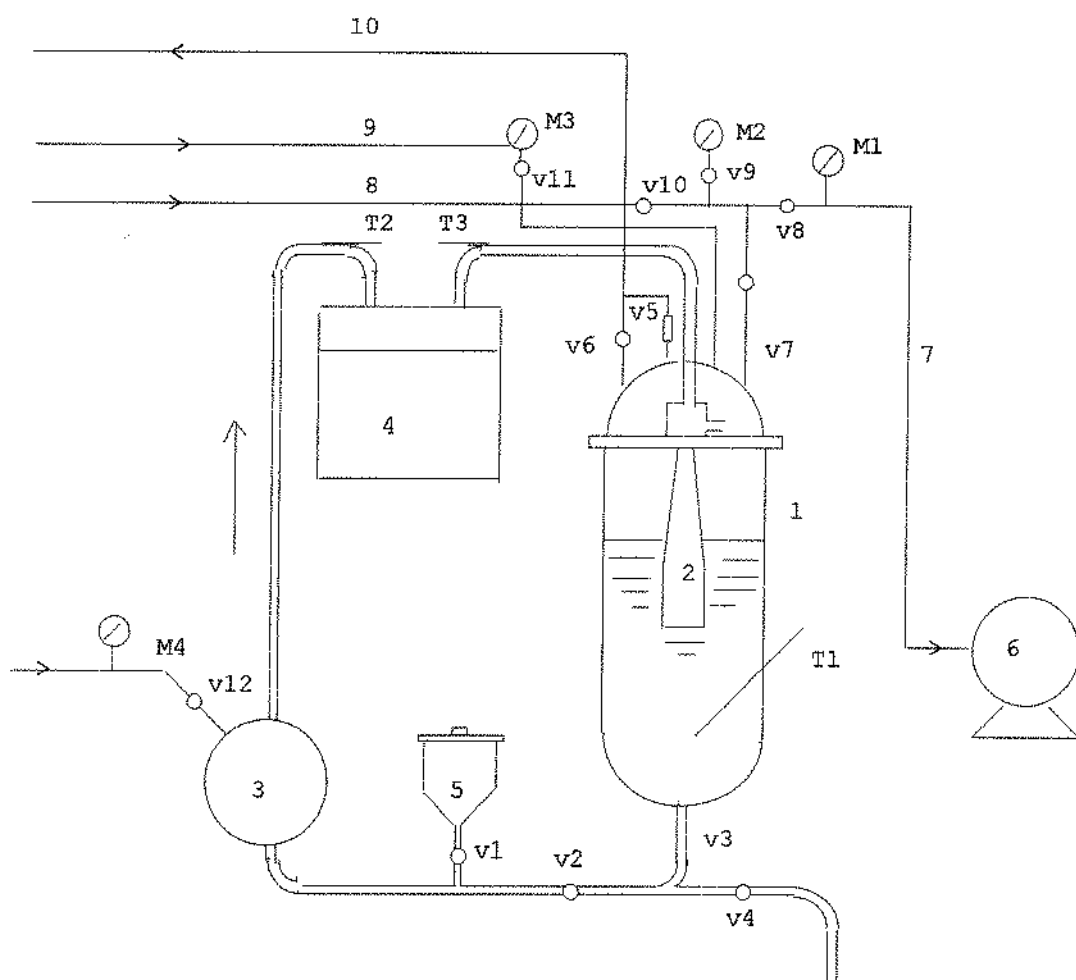


Figura 3.1:Esquema da instalação piloto do reator de recirculação de hidrogenação :

1. corpo do reator (conversor)

2. ejeter tipo venturi

3. bomba de recirculação

4. trocador de calor

5. tanque para alimentação da suspensão do catalisador

v1,v2,v3,v4,v7,v8,v9,v10,v12. válvulas de bloqueio tipo esfera.

v11. válvula reguladora de hidrogênio

M1. vacuômetro

6. bomba de vácuo

7. linha de vácuo

8. linha de nitrogênio

9. linha de hidrogênio

10. linha das válvulas de segurança e alívio.

v5. válvula de segurança

v6. válvula de alívio

T1,T2,T3. medidores de temperatura

M2, M3, M4. manômetros.

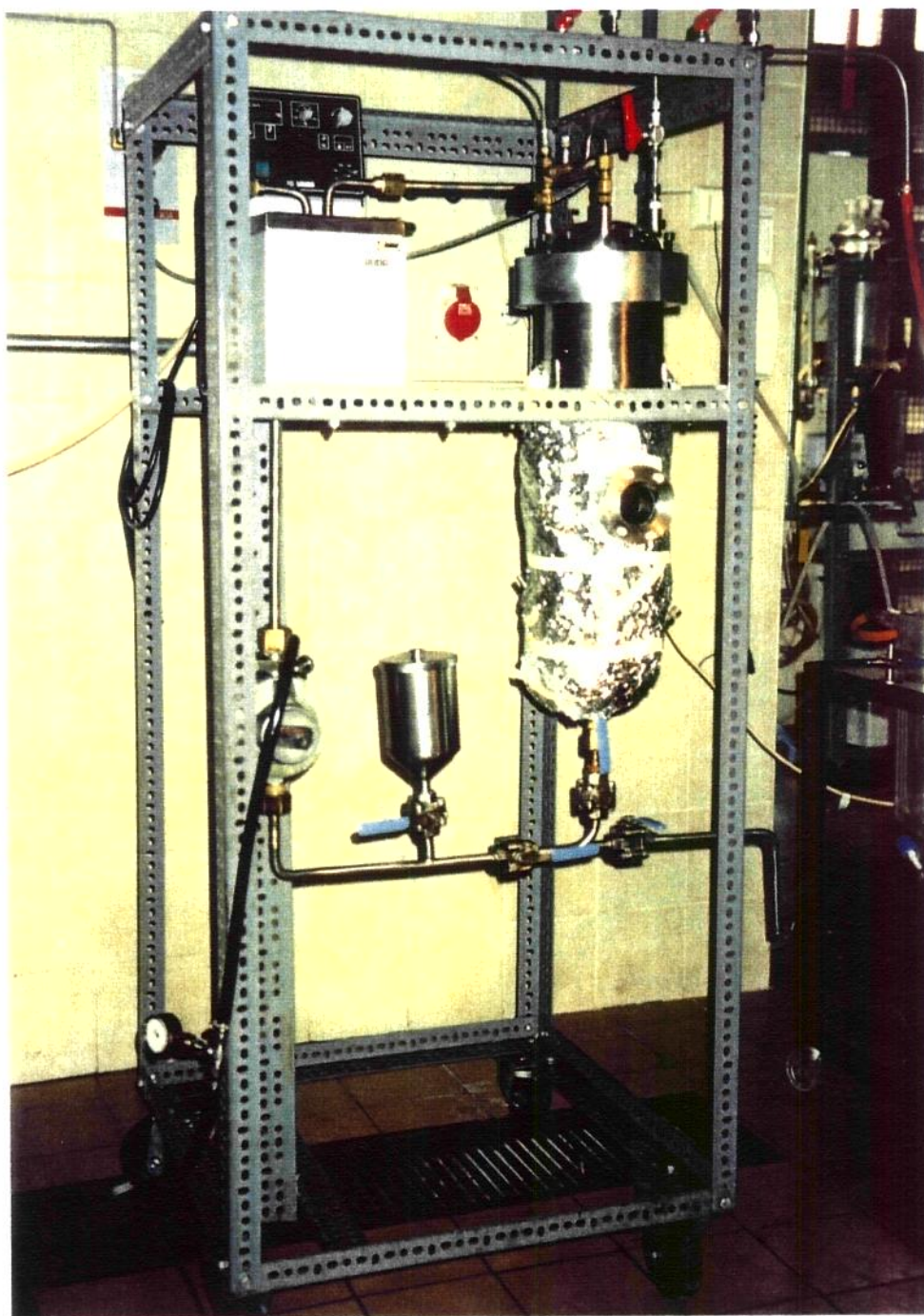


Figura 3.2: Vista do reator de recirculação.

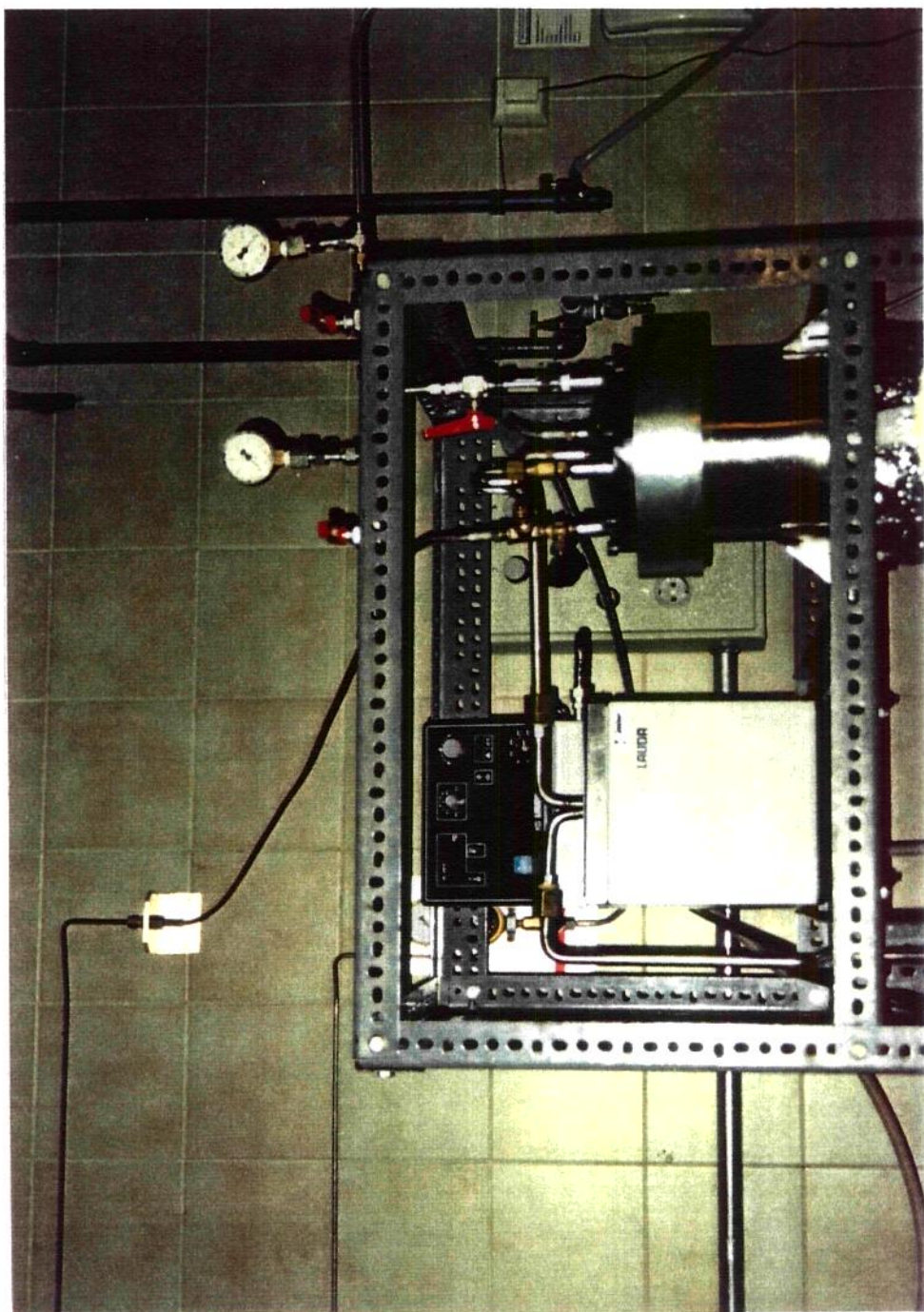


Figura 3.3: Vista superior do reator de recirculação.

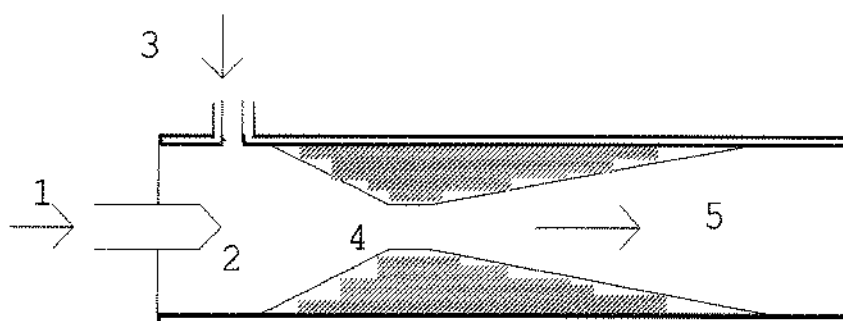


Figura 3.4: Ejetor tipo venturi:

- |                                      |              |
|--------------------------------------|--------------|
| 1. bocal principal;                  | 4. garganta; |
| 2. bico (convergente);               | 5. difusor.  |
| 3. bocal da câmara de sucção do gás; |              |

3. Bomba de recirculação tipo diafragma com acionamento pneumático que trabalha em regime pulsante. As pulsações podem ser reguladas pela válvula de entrada de ar podendo-se conseguir de 110 até 150 pulsos por minuto. Foi escolhida uma bomba de acionamento pneumático para evitar risco de faíscas com motores elétricos. A bomba é do tipo de deslocamento positivo para se ter melhor controle da vazão.

4. Trocador de calor tipo serpentina de geometria retangular, cujas dimensões do tubo são: diâmetro interno e externo 12 x 14 mm; 6 espiras de 100 x

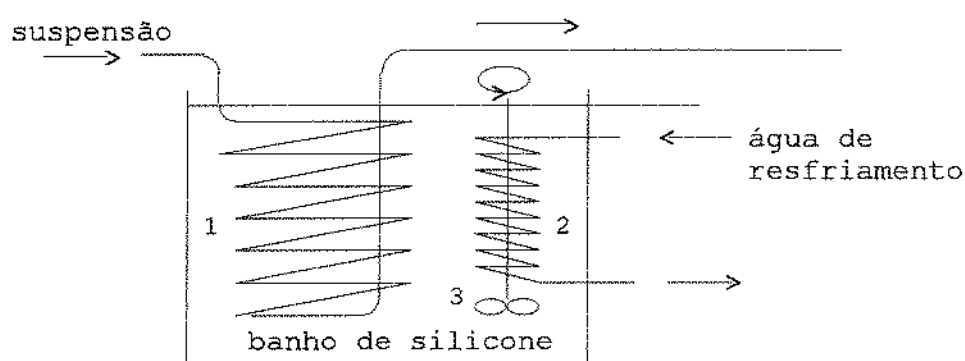


Figura 3.5: Trocador de calor : 1. serpentina da suspensão; 2. serpentina para o resfriamento; 3. misturador do silicone.

120 mm; comprimento total de 2880 mm e opera mergulhado em banho agitado de óleo de silicone. No interior do tubo suspensão catalítica do "loop da fase líquida". Esquemático na figura 3.5.5. Tanque cilíndrico com fundo cônico para preparação e alimentação da suspensão catalítica.

As válvulas de segurança e alívio estão acopladas às linhas de escape e devem ser ajustadas para operar dentro da faixa de pressões recomendadas. A válvula de segurança v5 é tipo mola com regulação para pressão máxima de 2,5 bar; e a v6 é uma válvula de alívio com operação manual. O "loop da suspensão" tem válvulas de bloqueio tipo esfera para permitir o controle de recirculação e durante a retirada das amostras.

### 3.1.1.2 Características do ejedor desenvolvido.

Este ejedor consta de duas peças principais, corpo e bico, o corpo tem acoplado um tubo na parte terminal do difusor. As dimensões do mesmo estão descritas na figura 3.6.

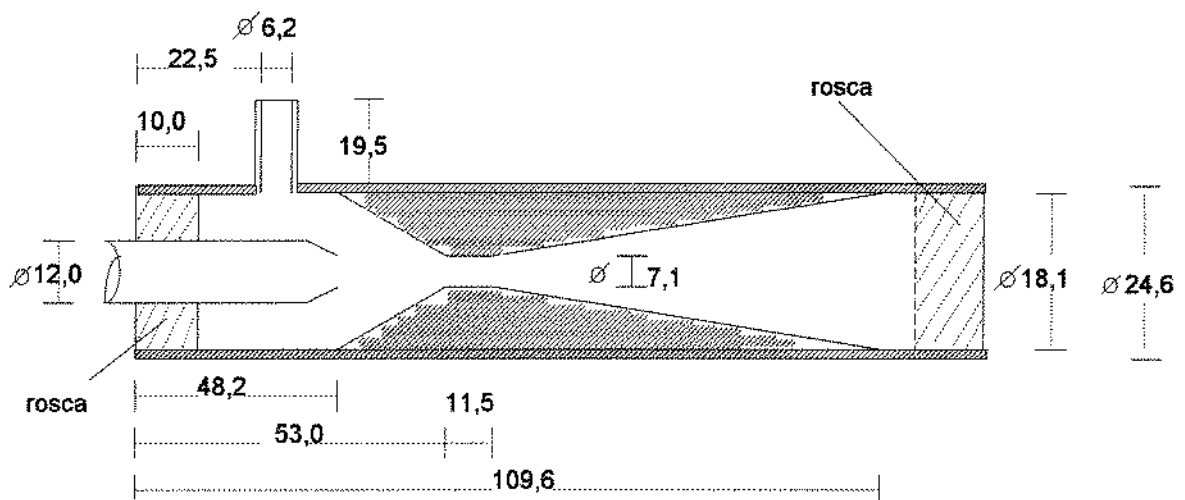


Figura 3.6: Dimensões do ejedor desenvolvido (cotas em mm).

### **3.1.1.3 Utilitários.**

Além desses equipamentos foram utilizados outros materiais como:

- cronômetro,
- provetas,
- balança analítica,
- mangueiras de silicone e borracha para ligações,
- erlenmeyer,
- balança de plataforma,
- aquecedor elétrico,
- termômetro,
- valdes.

### **3.1.2 Matéria prima.**

Durante a fase de testes e hidrogenação no aparelho utilizou-se óleo de soja refinado comercial de um mesmo lote. As propriedades deste óleo a diferentes temperaturas estão dadas na tabela 3.1

A variação da viscosidade e o calor específico do óleo de soja com a temperatura estão mostrados nas figuras 3.7 e 3.8 respectivamente. Na figura 3.7 notá-se que a viscosidade do óleo diminui exponencialmente com a temperatura. Para temperaturas maiores que 120 °C o efeito de aumento da temperatura é moderado. A figura 3.8 mostra que o calor específico aumenta linearmente com a temperatura.

Tabela 3.1 :Propriedades físicas do óleo de soja

Temperatura (°C)	$\rho_o$ (kg/m <sup>3</sup> )	$Cp_o$ (KJ/Kg°C)	$\mu_o$ (cPoise)
20	920	1,850	55
30	915	1,870	35
40	910	1,900	25
50	900	1,940	20
60	890	1,990	15
70	885	2,018	10
80	880	2,030	8,0
90	875	2,043	6,2
100	870	2,097	5,5
110	860	2,123	5,0
120	850	2,147	4,5
130	840	2,172	4,0
140	830	2,198	3,5
150	825	2,233	3,3
160	820	2,239	3,0
170	815	2,265	2,8
180	810	2,281	2,5
190	805	2,306	2,3
200	800	2,311	2,0

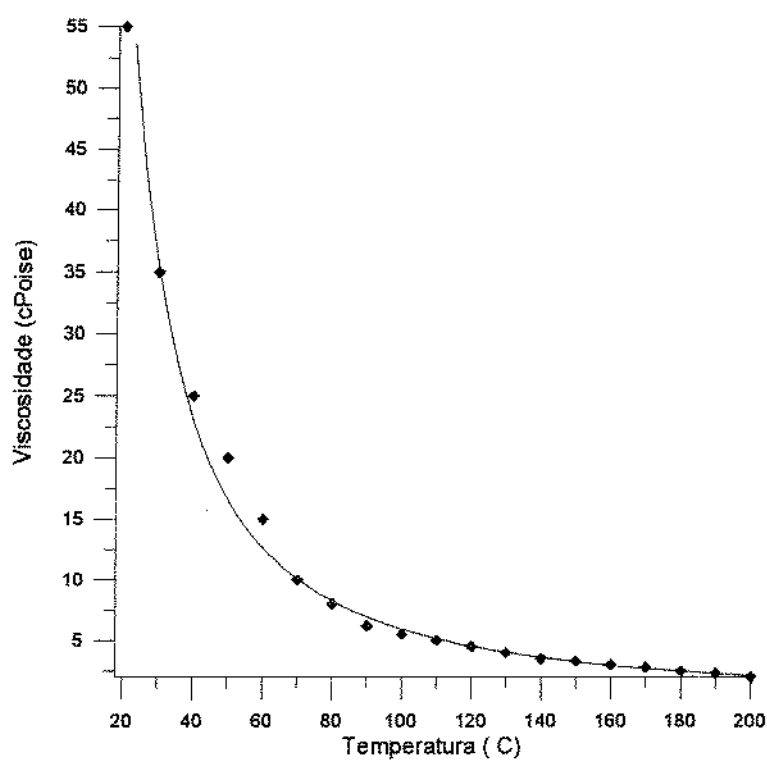


Figura 3.7: Variação da viscosidade do óleo de soja com a temperatura.

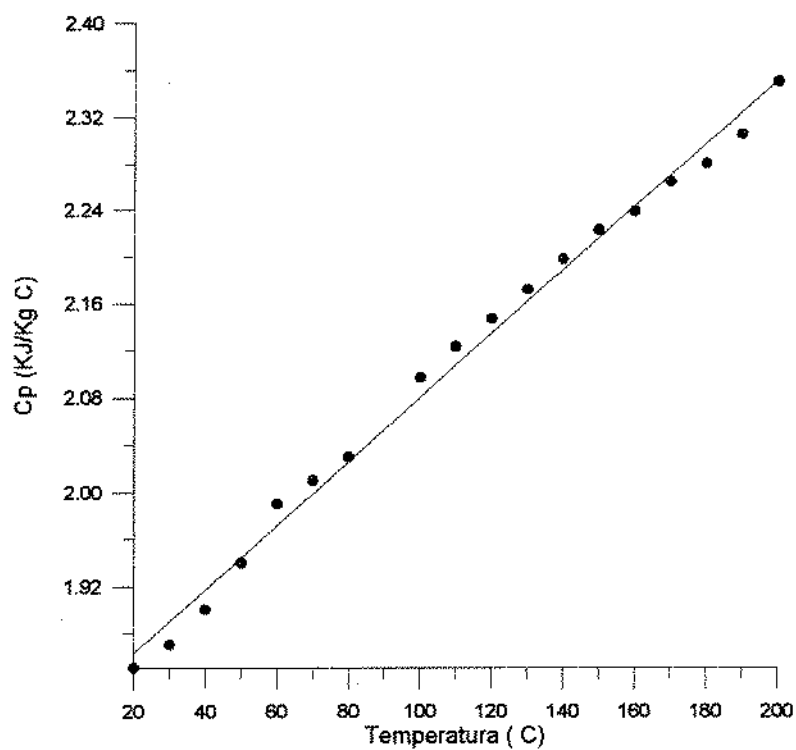


Figura 3.8: Variação do calor específico do óleo de soja com a temperatura.

### 3.1.3 Insumos.

1. Catalisador de níquel: o catalisador usado apresenta-se na forma de pellets. O níquel está presente numa proporção de 22% em peso de catalisador. O catalisador de níquel é comumente empregado na hidrogenação comercial de óleos comestíveis devido aos melhores resultados obtidos na prática. Outras vantagens são disponibilidade, resistência ao envenenamento, alta atividade e natureza inerte do metal no óleo (DRAGUEZ, 1984).

2. Hidrogênio: a pureza deve ser elevada para evitar que gases estranhos possam influenciar negativamente na reação. Tanto o hidrogênio obtido por eletrólise como obtido por "reforming" de gás cumprem estas exigências de qualidade. Outros gases presentes podem envenenar o catalisador, acumular-se no topo do reator e diminuir a pressão parcial do hidrogênio diminuindo a concentração do gás em contato com o óleo.

3. Nitrogênio: para pressurização durante os testes de avaliação de hermeticidade assim como para a limpeza do sistema depois de cada processo. Essa limpeza tem por objetivo eliminar o oxigênio.

## **3.2 Metodologia.**

### **3.2.1 Geometria do reator e o seu material de construção.**

#### **3.2.1.1 Geometria do reator.**

A geometria do reator está definida em função das características da reação envolvendo três fases gás-líquido-sólido; hidrogênio, óleo e catalisador respectivamente. Para o caso dos reatores convencionais esbeltos com agitadores mecânicos a relação altura-diâmetro  $H/D$  do conversor é muito importante. O hidrogênio alimentado por injeção no fundo do conversor tende a subir rapidamente para o "head space" onde acumula-se. Então, se a altura é muito pequena e a agitação não é eficiente o hidrogênio injetado irá subir rapidamente antes de reagir com o óleo. Para reatores convencionais o valor de  $(H/D)=1,9$  é comumente empregado.

Nos reatores de recirculação esta relação  $H/D$  não é muito importante pois a reação tem lugar no sistema todo e na garganta do ejetor onde acontece a maior parte da hidrogenação, o ideal é um diâmetro sempre menor que a altura cilíndrica. Para os reatores de recirculação que trabalham com ejetores tipo venturi, uma relação de  $2 \leq (H/D) \leq 3$  é mais comumente empregada, podendo ser aceitável até uma relação de 4 a 10, (TRAMBOUZE, 1988). É conveniente lembrar que a resistência mecânica de regiões cilíndricas é inversamente proporcional ao diâmetro. Dai, por razões construtivas deve-se limitar o diâmetro do reator.

#### **3.2.1.2 Material de Construção.**

Independente da geometria, a pressão de trabalho do reator e o material utilizado na construção influem diretamente no custo de fabricação. Durante a operação o reator está sujeito a diferentes condições externas e internas; o material de construção deve ser capaz de resistir essas variações.

Por exemplo o aço carbono por ter resistência (tensão admissível) menor que o aço inoxidável exige maior espessura da chapa, em compensação seu custo

é até quatro vezes menor. Mas, sob o ponto de vista do processo é melhor a utilização de um aço inoxidável que neste caso é o AISI 304 (Association International Steel Iron).

Os aços inoxidáveis não formam ferrugem ao ar úmido, não são magnéticos e resistem aos ácidos em meio oxidante. Sua resistência aos álcalis é similar à dos aços carbono. A presença de halogênios especialmente do cloro origina corrosão. É boa a resistência ao ácido nítrico e sódio (Na); são empregados na limpeza dos equipamentos através de recirculações de soluções de  $\text{HNO}_3$  e de  $\text{NaOH}$ .

A seleção do material para reatores que trabalham na indústria de processos deve contar com a influência dos fatores que afetam o equipamento. Entre tais fatores podem ser mencionados principalmente os seguintes:

a) Resistência à corrosão: em geral devem ser levadas em conta, simultaneamente, a presença de corrosão nos equipamentos, assim como as impurezas que poderão ser carregadas pelos produtos processados, mas, na indústria de processamento de alimentos em particular deve-se ter atenção também com a resistência aos agentes empregados na limpeza.

b) Propriedades mecânicas: resistência à tração, à compressão e ao choque.

c) Características térmicas: correlacionadas com as quais a transmissão de calor tem importância fundamental. Os coeficientes de transmissão dos materiais são a miúdo menos limitantes que aqueles que se relacionam com a passagem de calor entre os fluidos e as paredes do equipamento.

d) Outras propriedades: dureza e resistência à abrasão, tempo de vida mínimo previsto, facilidade de emprego nas soldas e juntas, custo do material etc.

### **3.2.2 Projeto do Reator.**

Este reator por operar a pressões positivas e altas temperaturas ( $180-200^\circ \text{C}$ ) deve ser projetado como vaso de pressão obedecendo às normas pertinentes.

Cuidados especiais devem ser tomados quanto à geometria, soldas, material, bocais, sistema de abertura e sistema de segurança. Mesmo no caso de um reator experimental de pequenas dimensões esses detalhes não podem ser esquecidos. Além da pressão positiva, o reator opera também sob condições de vácuo para eliminação do ar e durante a alimentação de cada batelada PERRY, 1963; BACKHURST, 1973 apresentam recomendações sobre dimensionamento e regulação das válvulas de segurança para reatores que operam nessas condições. Ambos recomendam o código para vasos de pressão da A.S.M.E (American Society of Mechanical Engineers).

Para a pressão de resistência da chapa do reator, temos que a geometria é uma figura curva elipsoidal, de aço inoxidável tipo 304, como se mostra na figura 3.9 e a equação correspondente é a seguinte:

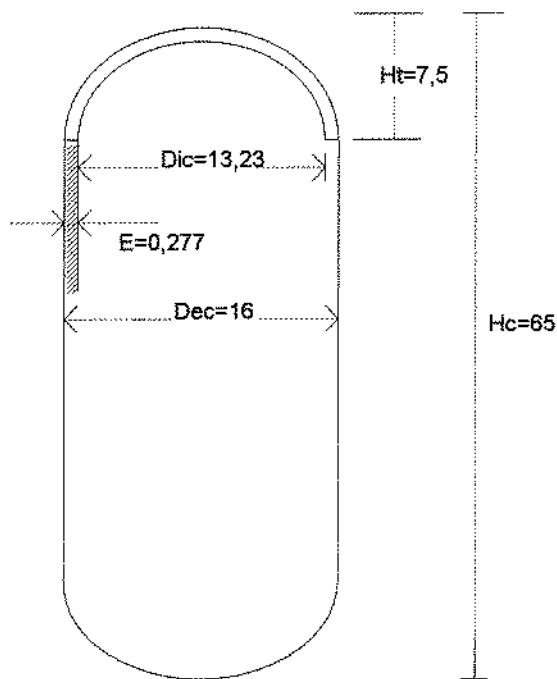


Figura 3.9: Estrutura do reator (cotas em cm).

$$P = \frac{2.S.\eta.E}{D_{ic} + 0,2.E} \tag{3.1}$$

Onde:

- $E$  : espessura da chapa do reator (m)  
 $P$  : pressão de resistência (bar)  
 $S$  : valor máximo admissível de tensão (calculada em função da temperatura projetada e material de construção) Kg/m<sup>2</sup>)  
 $D_{ic}$  : diâmetro interno do conversor (m)  
 $D_{ec}$  : diâmetro externo do conversor (m)  
 $H_t$  : altura da curva da tampa (m)  
 $\eta$  : eficiência da solda ou juntas.

Calculando a pressão de resistência da chapa, admitindo uma temperatura máxima de trabalho de 300 °C e juntas com solda autogena, temos os seguintes dados:

$$T=300^{\circ} \text{ C}$$

$$S= 8155 \text{ KPa (PERRY, 1963)}$$

$$D_{ic}=0,13 \text{ m.}$$

$$E=0,00277 \text{ m.}$$

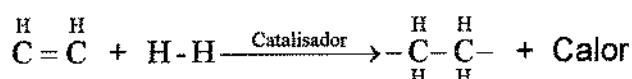
$$\eta= 0.60 \text{ (solda autogena)}$$

Substituindo dados na equação (3.1) temos que a pressão projetada do reator é de 17 bar.

### 3.2.3 Quantidade de calor gerada pela hidrogenação, espessura de isolante e área de troca térmica.

#### 3.2.3.1 Quantidade de calor.

A entalpia de reação por mol de um composto insaturado é chamado calor de hidrogenação, que pode ser calculada a partir das energias de ligação, como mostramos a seguir:



$$(-\Delta H) = -((H-H) + (C=C)) + ((2(C-H) + (C-C))) \quad (3.2)$$

Tabela 3.2: Entalpia de Ligação. (ALLINGER, 1978)

C-C	345,82 KJ/mol
C=C	610,43 KJ/mol
C-H	413,23 KJ/mol
H-H	436,26 KJ/mol

Substituindo os valores na equação (3.2), tem-se:

$$(-\Delta H) = -(436,26 + 610,43) + [2(413,23) + 345,82]$$

$$-\Delta H = 1805,74 \text{ KJ/mol de H}_2 \text{ consumido.}$$

Isto significa uma reação exotérmica e que para cada unidade de redução índice de iodo (II) por unidade de massa (Kg), a temperatura da mistura de reação incrementa-se entre 1,6 a 1,7° C; portanto pode-se calcular a quantidade de calor gerada por esta reação pela seguinte fórmula:

$$Q_1 = m_1 \cdot C_p \cdot (\Delta T) \quad (3.3)$$

Onde:

$Q_1$  = quantidade de calor gerada pela hidrogenação (KJ).

$m_1$  = massa do óleo (Kg).

$C_p$  = Calor Especifico do óleo de soja = 2,09 KJ/Kg.°C

$\Delta T$  = 1,7 ° C/ II.

Logo substituindo na equação (3.3 ).

$$Q_1 = (1 \text{ Kg}).( 2,09 \text{ KJ /Kg.}^\circ \text{C}).(1,7^\circ \text{C / II})$$

$$Q_1 = 3,55 \text{ KJ/ II}$$

Neste caso, num reator com 6 Kg de óleo por batelada, a ser hidrogenado até uma redução de Índice de Iodo de 40 unidades, no periodo de uma hora pode-se

calcular a quantidade de calor gerada pela reação desta massa de óleo usando a seguinte equação:

$$Q = Q_1 \cdot M_T \cdot (\Delta II) \quad (3.4)$$

$$Q_1 = 3,55 \text{ KJ / II}$$

$$M_T = \text{massa total de óleo} = 6 \text{ kg.}$$

$$\Delta II = \text{redução de Índice de lodo} = 40$$

Logo substituindo estes valores na equação (3.4)

$$Q_T = ( 3,55 \text{ KJ / II.} ) \cdot ( 6 \text{ Kg.} ) \cdot ( 40 \text{ II} )$$

$$Q_T = 0,236 \text{ KJ / s.}$$

Como a temperatura é um dos parâmetros que governam a reação é muito importante o controle durante o processo pois a quantidade de calor gerada é grande. Este calor deve ser removido pelo trocador de calor empregando água de resfriamento.

### 3.2.3.2 Espessura do isolante do reator.

A hidrogenação é uma reação exotérmica mas deve ser conduzida numa temperatura ótima. Desta forma é importante a atenção ao isolamento térmico para evitar a perda de calor. Além disso a temperatura externa do sistema precisa atender a razões de segurança.

Considere-se um cilindro longo de raio interno  $r_i$ , raio externo  $r_e$ , e comprimento  $L$ , como se mostra na figura (3.10). Este cilindro é submetido a uma diferença de temperatura  $T_i - T_e$  que pode-se calcular o fluxo de calor fazendo um balanço de energia. Pode-se considerar que o calor é transmitido somente na direção radial portanto.

$$Q = -k \cdot A \cdot \frac{dT}{dr} = -2\pi \cdot r \cdot L \cdot \frac{dT}{dr} \quad (3.5)$$

Com as condições de contorno:  $T = T_i$  em  $r = r_i$  ;  $T = T_e$  em  $r = r_e$

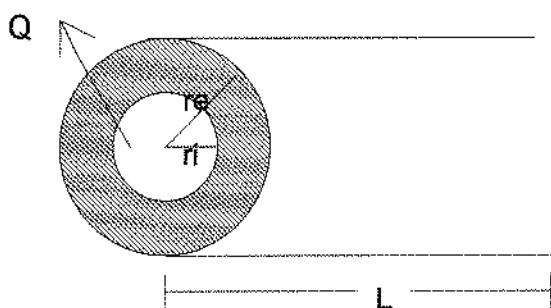


Figura 3.10: Fluxo de calor através de uma parede cilíndrica.

A solução da equação (3.5) é

$$Q = 2\pi \cdot L \cdot k \frac{(T_i - T_e)}{\ln(r_e / r_i)} \quad (3.6)$$

e a resistência térmica neste caso é  $R_T = \frac{\ln(r_e / r_i)}{2\pi k L}$

Para o sistema de um tubo cilíndrico (figura 3.11) que requer ser isolado para reduzir a perda de calor a solução será:

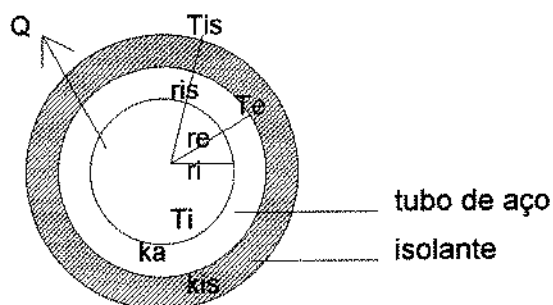


Figura 3.11: Fluxo de calor através de uma parede composta.

$$Q = \frac{2\pi \cdot L(T_i - T_e)}{\frac{\ln(r_e / r_i)}{k_a} + \frac{\ln(r_{is} / r_e)}{k_{is}}} \quad (3.7)$$

Onde:

- $Q = Q_T$  : calor gerada pela hidrogenação (w)  
 $L$  : comprimento (m)  
 $T_i$  : temperatura interna do tubo(°C)  
 $T_{is}$  : temperatura do isolante na superfície externa (°C)  
 $r_i$  : raio interno do tubo (m)  
 $r_e$  : raio externo do tubo(m)  
 $r_{is}$  : raio do isolante (m)  
 $K_a$  : condutividade térmica do tubo de aço (w/m °C)  
 $K_{is}$  : condutividade térmica do isolante (w/m °C)

Para o caso do reator que requer uma temperatura externa no isolante de 30 °C e a temperatura interna é dado pela hidrogenação da suspensão com temperatura de 200°C,  $K_a=23,26$  w/m<sup>2</sup> °C e usando como isolante asbesto  $K_{is}=0,2186$  w/m<sup>2</sup> °C. As dimensões são:  $d_i=0,012$  m ;  $d_e=0,014$  m ; para cada metro de comprimento. Substituindo estes valores na equação (3.7)obtemos:  $D_{is} = 0,038$  m e a espessura do isolante requerido será :  $E_{is} = D_{is} - D_e$

$$E_{is}=2,4 \text{ cm.}$$

### 3.2.3.3 Trocador de calor.

Considerando que o calor é expresso em termos de um coeficiente global U, definido pela relação:

$$Q = UA(\Delta T_{ln}) \quad (3.8)$$

mas:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_{so} - T_{sa}) - (T_{eo} - T_{ea})}{Ln\left(\frac{T_{so} - T_{sa}}{T_{eo} - T_{ea}}\right)} \quad (3.9)$$

Onde:

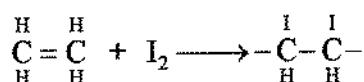
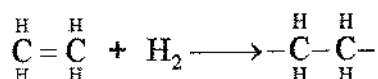
- $T_{ss}$  : temperatura de saída da suspensão (°C)  
 $T_{es}$  : temperatura de entrada da suspensão (°C)  
 $T_{sa}$  : temperatura de saída da água (°C)  
 $T_{ea}$  : temperatura entrada da água (°C)

Sendo  $Q$  (KJ/s) o calor gerado pela hidrogenação;  $\Delta T_{\ln}$  diferencial de temperatura logaritmica ( $^{\circ}\text{C}$ ) e  $A$  ( $\text{m}^2$ ) a área de troca térmica, o valor do coeficiente global  $U$  ( $\text{W}/\text{m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C}$ ) pode ser obtido de dados da tabela 10.1 de (HOLMANN 1980) para situações de processos parecidos.

Considerando  $U = 348,9$  ( $\text{W}/\text{m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C}$ ); a temperatura de entrada e saída da suspensão de 200 e 195  $^{\circ}\text{C}$ ; a temperatura de entrada e saída da água de resfriamento 35 e 60  $^{\circ}\text{C}$ , obtém-se a área de troca térmica de 45,6  $\text{cm}^2$  necessária para resfriamento.

### 3.2.4 Consumo de Hidrogênio.

O desenvolvimento da hidrogenação é controlada pelo índice de refração, ponto de fusão e pelo índice de iodo (PATTERSON, 1973 a). Portanto o cálculo de consumo de hidrogênio é feito a partir do índice de iodo (II) que relaciona o consumo de hidrogênio durante a reação, como indicado na seguinte equação:



Portanto 1 mol de  $\text{I}_2$  equivale a 1 mol de  $\text{H}_2$ . Em condições normais:

253.81 g. de  $\text{I}_2$  correspondem a 22.4 litros de hidrogênio ( $\text{H}_2$ )

1 g de  $\text{I}_2$  correspondem 0,08826 litros de hidrogênio ( $\text{H}_2$ ), já que o índice de iodo é representado por:  $\text{II} = \text{g } \text{I}_2 / 100 \text{ g. de gordura}$ , ou seja o índice de iodo é a análise da insaturação do óleo durante a hidrogenação.

O consumo de hidrogênio para 6 Kg de óleo do reator, hidrogenando parcialmente óleo de soja de um índice de iodo inicial de 130 até um final de 80 (queda de 50 unidades) encontrou-se que requer consumir 214,5 litros (0,214  $\text{m}^3$ ) de hidrogênio.

Na prática considera-se um consumo de 1  $\text{m}^3$  de hidrogênio por unidade de índice de iodo para uma tonelada de gordura hidrogenada produzida, (PATTERSON, 1983; RIEMANN, 1978).

### 3.2.5 Posicionamento do bico ejetor.

A parte do bico do ejetor tem rosca externa macho e vai acoplada à conexão fêmea do corpo do ejetor. A posição relativa do bico ao corpo é dada pelo maior ou menor rosqueamento, figura 3.12 e 3.13. Essa posição é importante pois determina a eficiência da vazão do líquido para a sucção do gás.

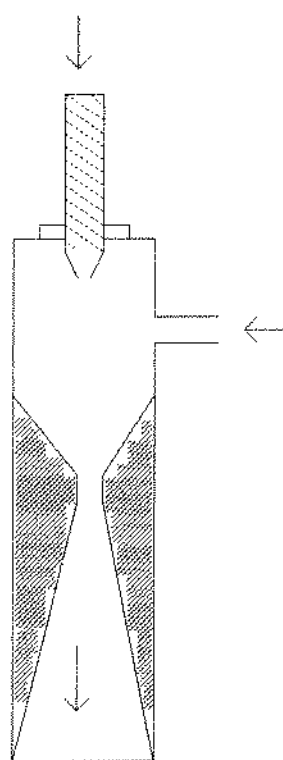


Figura 3.12: bocal todo recuado

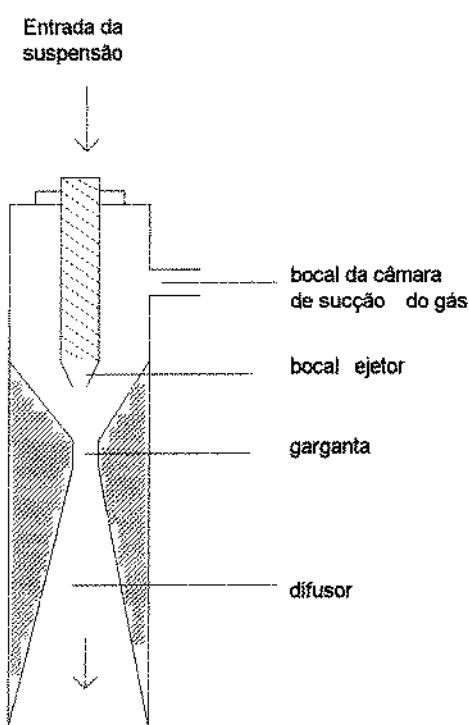


Figura 3.13: bocal todo avançado.

### 3.2.6 Regulagem da válvula de entrada de ar na bomba.

Como a bomba trabalha com ar comprimido que aciona diafragma, é necessário regular a pressão do ar de alimentação para estabilizar as pulsações do diafragma.

### **3.2.7 Determinação das vazões.**

#### **3.2.7.1 Vazão da bomba.**

A determinação e calibração das vazões foram feitas por dois métodos:

1°. Método: medida direta do tempo para recolher uma quantidade de volume do líquido num recipiente de volume conhecido. Esta medição foi feita segundo o procedimento seguinte:

- 1- abrindo a tampa do reator retira-se o ejetor,
- 2- conetando uma mangueira de silicone na saída do trocador de calor junta-se com a entrada do bico ejetor,
- 3- com a bomba em funcionamento recircular óleo até estabilizar as pulsações,
- 4- aquecer o banho regulando para cada temperatura de ensaio e
- 5- realizar as medições, medindo o tempo necessário em recolher um volume num intervalo de tempo. Tempo e volume foram os maiores possíveis para minimizar erros.

2°. Método: medida direta do tempo de sucção de um volume conhecido do tanque de alimentação de catalisador. O procedimento é o seguinte:

- 1-repetir passo 2 anterior,
- 2-repetir passo 3 anterior e abrir a válvula
- 3-encher o tanque de alimentação de catalisador até um volume conhecido de óleo
- 4-realizar as medições fechando a válvula  $V_2$  e abrindo  $V_1$  rapidamente, medindo o tempo que demora em succionar o volume contido no tanque.

Os resultados de vazão foram praticamente iguais e nos cálculos foram usados as vazões obtidas pelo 1°. método.

#### **3.2.7.2 Vazão do gás succionado pelo venturi.**

Com a tampa do conversor aberta foi conectada a extremidade de uma mangueira de silicone com a parte inicial do bico da câmara de sucção do ejetor deixando o outro extremo livre. Pondo em funcionamento a bomba, recircular óleo e antes de iniciar as medições aguardar estabilizar as pulsações para cada temperatura de ensaio. As medições são feitas introduzindo o outro extremo livre da mangueira numa proveta invertida de 500 ml. e rapidamente mergulhando num balde com água, mede-se o intervalo de tempo que demora em succionar um

determinado volume de gás, anotando o deslocamento da coluna de água no interior da proveta.

### **3.2.8 Medição das temperaturas.**

O banho da fonte térmica possui controle automático de temperatura fornecida por um termostato mergulhado diretamente no fundo do banho.

As temperaturas do trocador de calor são medidas por meio de termopares que estão fixados nas paredes do tubo do "loop da fase da suspensão" localizados na entrada e saída do tubo. As leituras correspondentes são medidas continuamente para garantir dados confiáveis. Todos os termopares foram calibrados com um termômetro padrão. O tubo da serpentina é de aço inoxidável de espessura. A medida da temperatura no reator é feita com termômetro colocado num poço que mergulha diretamente na suspensão.

### **3.2.9 Preparação e alimentação da suspensão catalítica.**

O catalisador apresenta-se na forma de pellets, que deve ser misturado numa fração de óleo a 70 °C num erlenmeyer sendo essa lama alimentada ao sistema já carregado com óleo quando a bomba de recirculação está operando e a temperatura do óleo esta também a 70°C. Esta lama deve ser preparada em batelada e transferida por sucção para dentro do "loop" de recirculação. Esta sucção é conseguida por estar o sistema sob vácuo. Em cada corrida experimental há um aquecimento desde 30 até 200 °C, mantendo o sistema pressurizado de 1 a 2 bar e a concentração do catalisador na faixa de 0,01 até 0,05% em peso. Esta faixa para estudo de concentração de catalisador foi estabelecida em razão dos trabalhos reportados na literatura por (MALONE, 1980) e (RIEMANN, 1978) sobre a quantidade de catalisador de níquel utilizada nos processos químicos de reações gás-sólido-líquido como nos processos de hidrogenação de óleos vegetais, outras recomendações sobre alimentação e fração de catalisador são reportados e comentados por (AMIGUES, 1983).

### **3.2.10 Análise dos dados experimentais.**

Todo o sucesso da hidrogenação será dependente do estado termodinâmico definido pela pressão e temperatura. A pressão é imposta pelo hidrogênio e regulada pelo controle de temperatura. Portanto, o elemento mais importante do

sistema é o trocador de calor e é sobre o seu desempenho que se concentra este trabalho.

A primeira etapa para correlacionar uma equação de convecção forçada será determinar se os dados se referem a escoamento turbulento ou laminar. Se é de tipo turbulento é de esperar-se uma equação do tipo polinomial:

$$\frac{h_i d_i}{k_f} = \alpha \cdot (\text{Re})^p (\text{Pr})^q \quad (3.10)$$

Arranjando esta equação fica:  $\frac{h_i d_i}{k_f} (\text{Pr})^{-q} = \alpha \cdot (\text{Re})^p$  e tomando logaritmos de ambos os lados:

$$\text{Log}\left[\frac{h_i d_i}{k_f} (\text{Pr})^{-q}\right] = \text{Log}\alpha + p \log \text{Re} \quad (3.11)$$

O qual se reduz, em coordenadas logaritmicas, a uma equação da forma:

$$y = \alpha + px \quad (3.12)$$

Em coordenadas logaritmicas o grupo  $\left[\frac{h_i d_i}{k_f} (\text{Pr})^{-q}\right]$  é a ordenada y na equação, o número de Reynolds é a coordenada, p é a inclinação dos dados quando plotados como y contra x.

Os dados experimentais serem correlacionados e comparados com a equação de SIDER-STATE estudados para fluidos viscosos:

$$Nu = 1,86(\text{Re} \cdot \text{Pr} \cdot d_i / L)^{1/3} \left(\frac{\mu_f}{\mu_p}\right)^{0,14} \quad (3.13)$$

sabendo que:

$$Nu = \frac{h_i d_i}{k_f} \quad (3.14)$$

$$Pr = \frac{Cp_f \mu_f}{k_f} \quad (3.15)$$

$$Re = \frac{\rho_f v_f d_i}{\mu_f} \quad (3.16)$$

Onde:

- $\mu_f$  : viscosidade na temperatura do fluido (cPoise)
- $\mu_p$  : viscosidade na temperatura da parede do tubo (cPoise)
- $l$  : comprimento do tubo(m)
- $d_i$  : diâmetro interno do tubo,(m.)
- $\rho_f$  : densidade do fluido (Kg /m<sup>3</sup>)
- $v_f$  : velocidade, (m/seg.)
- $Cp_f$  : capacidade calorífica,(KJ/Kg°C)
- $Nu$  : número de Nusselt.
- $Re$  : número de Reynolds.
- $Pr$  : número de Prandtl
- $h_i$  : coeficiente de transferência de calor (w/m<sup>2</sup> °C)
- $k_f$  : condutividade térmica do fluido, w/ m.°C).

As propriedades que aparecem nesta equação; inerentes à suspensão em estudo, são  $k_f$ ,  $\mu_f$ ,  $\mu_p$  respectivamente condutividade e viscosidade do fluido em estudo a temperaturas do fluido e da parede do tubo. O último termo da equação (3.13) tem a finalidade de corrigir as diferenças de viscosidade em fluidos viscosos. Todas as propriedades são avaliadas na temperatura média da mistura exceto  $\mu_p$  que é avaliada na temperatura da parede.

Para serpentinas, o valor de  $h$  obtido conforme a equação (3.13), deve multiplicar-se pelo coeficiente  $x$  que considera a curvatura relativa da serpentina:

$$h_{serp} = x h_i \quad (3.17)$$

$$x = 1 + 3,54 \frac{d_s}{D} \quad (3.18)$$

Onde:

$d_i$  = Diâmetro interno do tubo.

$D$  = Diâmetro das curvas, nestes caso a serpentina é retangular de 100 x 200 mm e foi utilizado o menor lado no lugar do  $D$  da equação (3.18).

### 3.2.11 Cálculo dos coeficientes de transferência de calor: global "U" , "hi".

Considere-se a parede plana na figura 3.14 exposta a um fluido quente A em um dos lados e a um fluido mais frio B no outro lado. O calor transferido é dado por

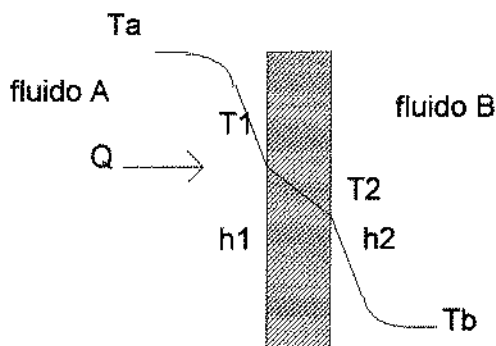


Figura 3.14: Transferência de calor numa placa plana.

$$Q = h_1(T_a - T_1) = \frac{k \cdot A}{\Delta x}(T_1 - T_2) = h_2 \cdot A(T_2 - T_b) \quad (3.19)$$

O calor total transferido é calculado em função da diferença total total de temperatura e a soma das resistências térmicas.

$$Q = \frac{T_a - T_b}{\frac{1}{h_1 A} + \frac{\Delta x}{kA} + \frac{1}{h_2 A}} \quad (3.20)$$

Observe-se que o valor  $1/h_1 A$  é usado para representar a resistência de convecção. Sabendo que o calor total transferido pelos mecanismos combinados de condução e convecção é apresentado em termos de um coeficiente global de transferência de calor "U", definido pela equação.

$$Q = UA(\Delta T_m) \quad (3.21)$$

De acordo com a equação (3.20) o coeficiente global de transferência calor numa placa plana é:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{\Delta x}{k} + \frac{1}{h_2}} \quad (3.22)$$

Para um tubo cilíndrico, a equação (3.22) passa a ser

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{A_i \ln(re/ri)}{2\pi KL} + \frac{A_i}{A_e h_e}} \quad (3.23)$$

Agora , para o escoamento no tubo da figura 3.15 a energia total recebida pode ser dada em função da diferença da temperatura da suspensão.

$$Q = mCp_f(T_s - T_e) \quad (3.24)$$

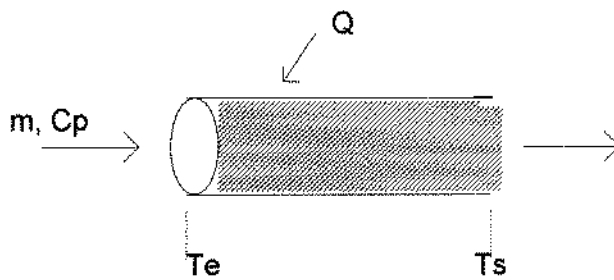


Figura 3.15: Transferência de calor num tubo cilíndrico.

Igualando as equações (3.21) e (3.24) obtem-se

$$UA(\Delta T_{ln}) = mCp_f(T_s - T_e) \quad (3.25)$$

Como a serpentina encontra-se mergulhada no banho de silicone com temperatura  $T_b$  o termo  $\Delta T_{ln}$  é a media logarítmica das diferenças de temperatura dada por:

$$\Delta T = \frac{(T_{es} - T_b) - (T_{ss} - T_b)}{\ln\left(\frac{T_{es} - T_b}{T_{ss} - T_b}\right)} \quad (3.26)$$

Então, o valor do coeficiente global de transferência U pode ser calculado diretamente para diferentes valores de temperaturas da equação (3.25) já que os demais termos podem ser determinados experimentalmente, e substituindo cada valor na equação (3.23) pode-se também calcular diretamente o valor experimental do coeficiente interno  $h_i$ .

## **4. RESULTADOS E DISCUSSÃO.**

### **4.1 Influências da posição do bico do ejedor nas vazões da suspensão e na sucção do gás.**

No estudo de vazão no ejedor, os resultados indicam que as maiores eficiências de transferência de calor e massa foram obtidas com as maiores vazões de recirculação do líquido, como indicam os resultados dos ensaios na tabela 4.2 quando o bico do ejedor estava nas posições (sulcos da rosca) 19 a 24 cuja vazão máxima corresponde a 6 l/min do líquido e 3,09 l/min de sucção do gás.

Observá-se que a posição do bico do ejedor influi diretamente na vazão de recirculação do líquido e sucção do gás como indicam os dados abaixo. Vé-se que, entre as posições 19 a 24, há um aumento nas vazões de recirculação e sucção do gás ,mostrados na tabela 4.2 ocorrendo a seguir, entre as posições (sulcos da rosca) 1 a 18 uma ligeira redução na sucção do gás. Observou-se pequenas variações com respeito às temperaturas, tabela 4.2. Estas variações notadas nas vazões do líquido e do gás em função das posições do bico do ejedor, são explicadas devido à maior ou menor perda de carga do líquido no ejedor.

Na posição inicial do bico com respeito ao corpo do ejedor, mostrada na figura 3.5 a extremidade do bico está na posição mais recuada, em relação à garganta e acima do nível da posição do tubo da câmara de sucção. O corpo do ejedor para atingir a conexão com a garganta apresenta uma redução em formato cônico e, como o óleo é direcionado pelo bico, tende a se expandir reduzindo a sua energia cinética e reduzindo, portanto, o efeito total de sucção. Este fato é notavelmente observado pela expulsão de óleo pelo tubo de sucção.

A figura 4.1 resume os dados das tabelas 4.1 e 4.2 mostrando que tanto a vazão de recirculação do líquido e a sucção do gás variam linearmente com a temperatura até alcançar 80 a 90 °C. A maiores temperaturas tornam-se constantes.

Tabela 4.1: Influência da posição do bico do ejetor a diferentes temperaturas condições: posição 15-18 do bico ejetor; 120-130 pulsos/minuto na bomba.

Temperatura (°C)	sucção do gás (l/min)	vazão da suspensão (l/min)
27	1,42	5,65
41	1,44	5,84
50	1,39	5,78
60	1,25	5,80
68	1,26	5,84
81	1,27	5,70
90	1,27	5,70
120	1,27	5,70
140	1,27	5,70
180	1,27	5,70
200	1,27	5,70

Tabela 4.2 : Influência da posição do bico do ejetor a diferentes temperaturas condições: posição 19-24 do bico ejetor; 120-130 pulsos/minuto na bomba.

Temperatura (°C)	sucção do gás (l/min)	vazão do suspensão (l/min)
24	1,93	4,41
30	2,01	4,65
40	2,20	5,32
52	2,40	6,00
84	3,09	6,00
90	3,09	6,00
120	3,09	6,00
140	3,09	6,00
160	3,09	6,00
180	3,09	6,00
200	3,09	6,00

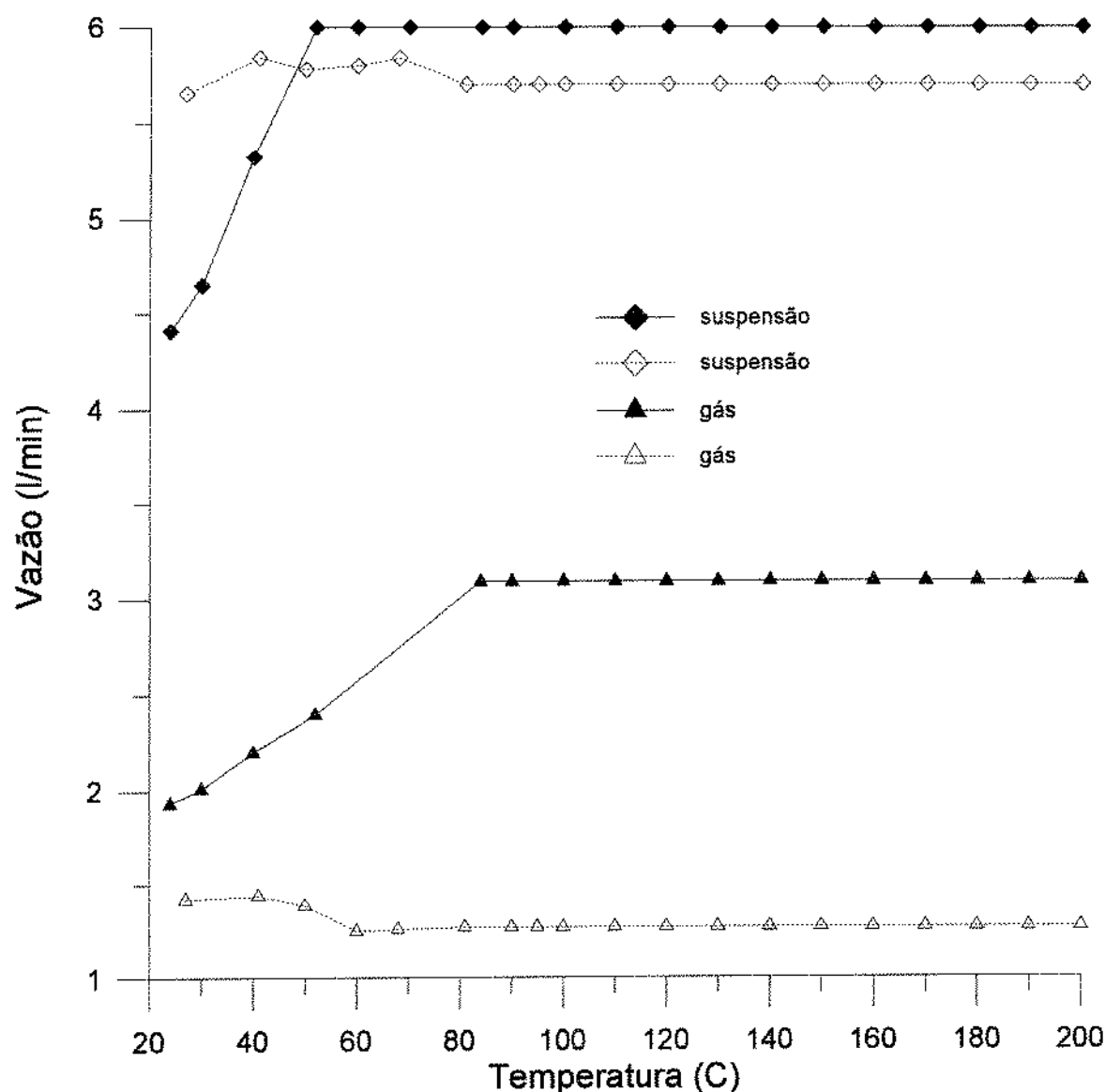


Figura 4.1: Influência da posição do bico ejetor e das temperaturas.

A figura 4.1 mostra que as vazões produzidas pela bomba de recirculação se estabilizam a partir de 80 °C. Essa é a temperatura para estabilizar a vazão de hidrogênio succionado pelo venturi, enquanto que a suspensão já estava com a vazão estabilizada desde os 60 °C. HENZLER, 1981 e JEKAT, 1975 reportado por CRAMERS, 1992a demonstraram experimentalmente que para altas velocidades de recirculação do líquido a sucção aumenta enquanto aumenta a densidade do gás. De acordo com PADMAVATHI, 1993 nos ejetores o incremento da velocidade de recirculação do líquido aumenta sucção do gás.

A relação entre vazão da suspensão e vazão de sucção do hidrogênio é mostrada na figura 4.2. Esta relação é importante pois dá a fração volumétrica de

gás presente na suspensão. Segundo DIRIX, 1980 e CRAMERS,1992b para altos valores da relação G/L, ou seja menor sucção de gás e maior vazão do líquido aparece o fluxo de jato caracterizado pela formação de uma camada de líquido estagnado no difusor o que dificulta a mistura das fases reagentes. Na figura 4.2 é apresentada uma correlação gás-líquido, na qual vê-se que o fluxo de jato aparece com valores acima desta reta. Para altos valores de G/L aparece o fluxo de bolhas caracterizado pela formação de microbolhas de gás uniformemente distribuido na fase líquida. Isto implica numa mistura uniforme das fases reagentes, e foi verificado diretamente ao recolher as amostras depois de um intervalo de tempo de recirculação da suspensão.

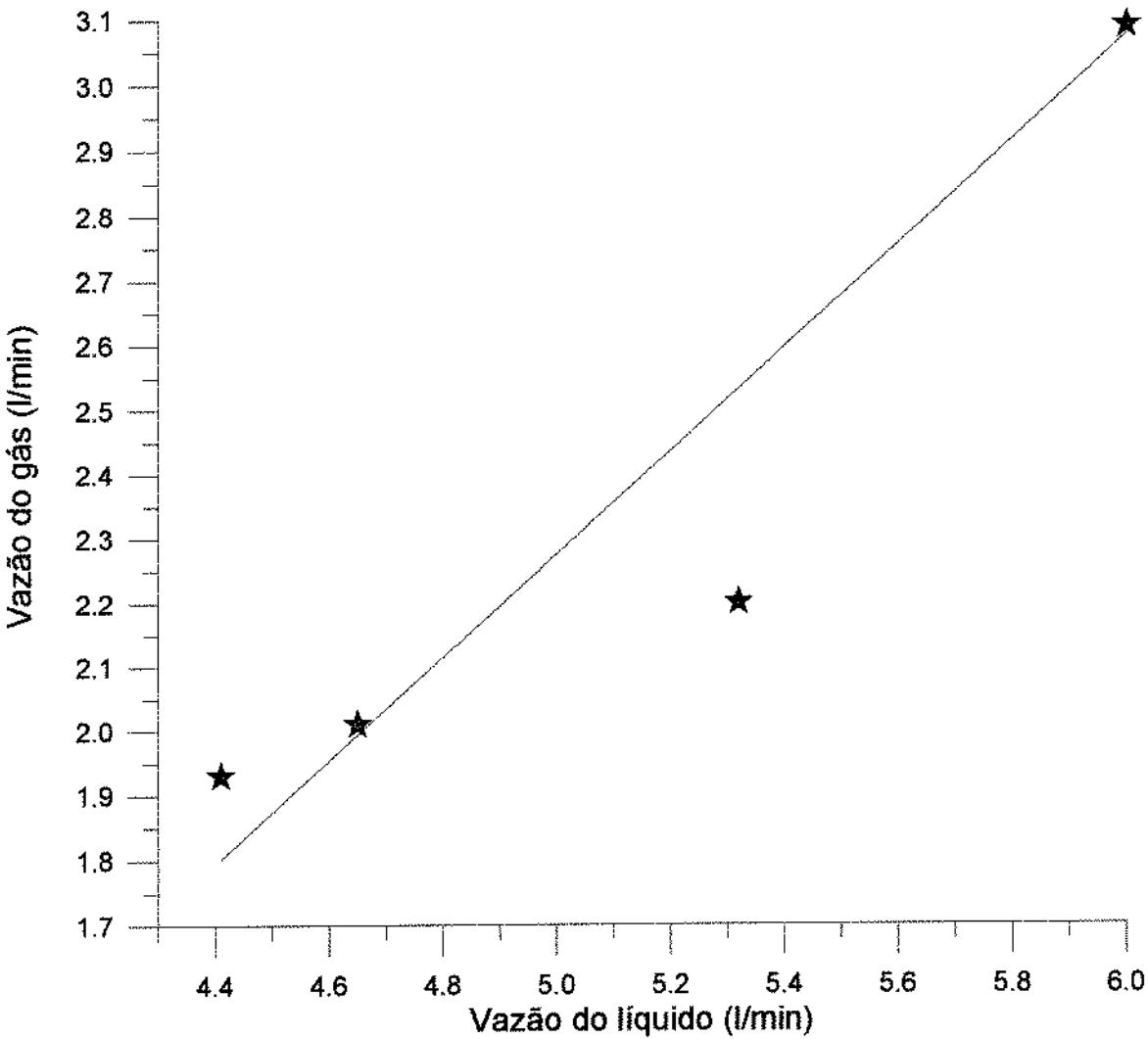


Figura 4.2: Relação de vazão da suspensão com a sucção do gás a diferentes temperaturas; posição do ejeter 19-24.

4.2 Efeito da temperatura no escoamento e transferência de calor no trocador.

4.2.1 Efeito da temperatura no escoamento.

Pela figura 4.3 vê-se que o número de Reynolds tem dependência exponencial com a temperatura. Aqui mostra-se o Reynolds corrigido (Rem) por um fator

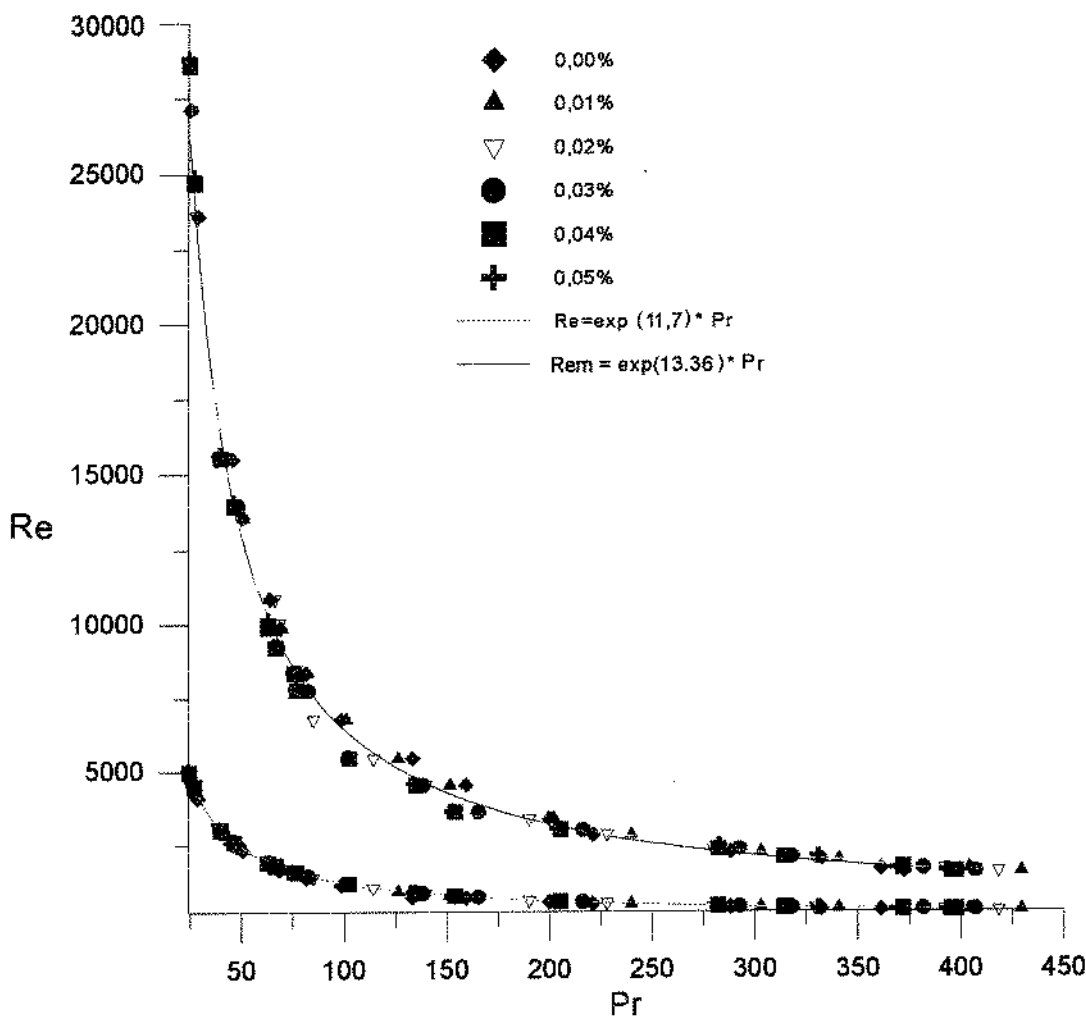


Figura 4.3: Efeito do número do Prandtl no escoamento.

$F = \frac{\pi \cdot f \cdot d_i^3}{4 \cdot Q_v}$  das pulsações, onde:  $Q_v$ = vazão volumétrica da suspensão (  $m^3/s$  );  $f$ = pulsos / minuto da bomba;  $d_i$ = diâmetro interno do tubo (m). nota-se que as pulsações tem influência no escoamento da suspensão. Essa correção no Reynolds evidencia o carácter turbulento do escoamento que poderia ser considerado laminar, sem a correção.

4.2.2 Efeito da temperatura nos valores de Nu.

A curva da figura 4.4 mostra claramente que os valores do número de Nusselt aumentam exponencialmente com o número de Prandtl. Mas não foi detectado a influência da concentração de catalisador na dependência da transferência de calor com aumento da temperatura.

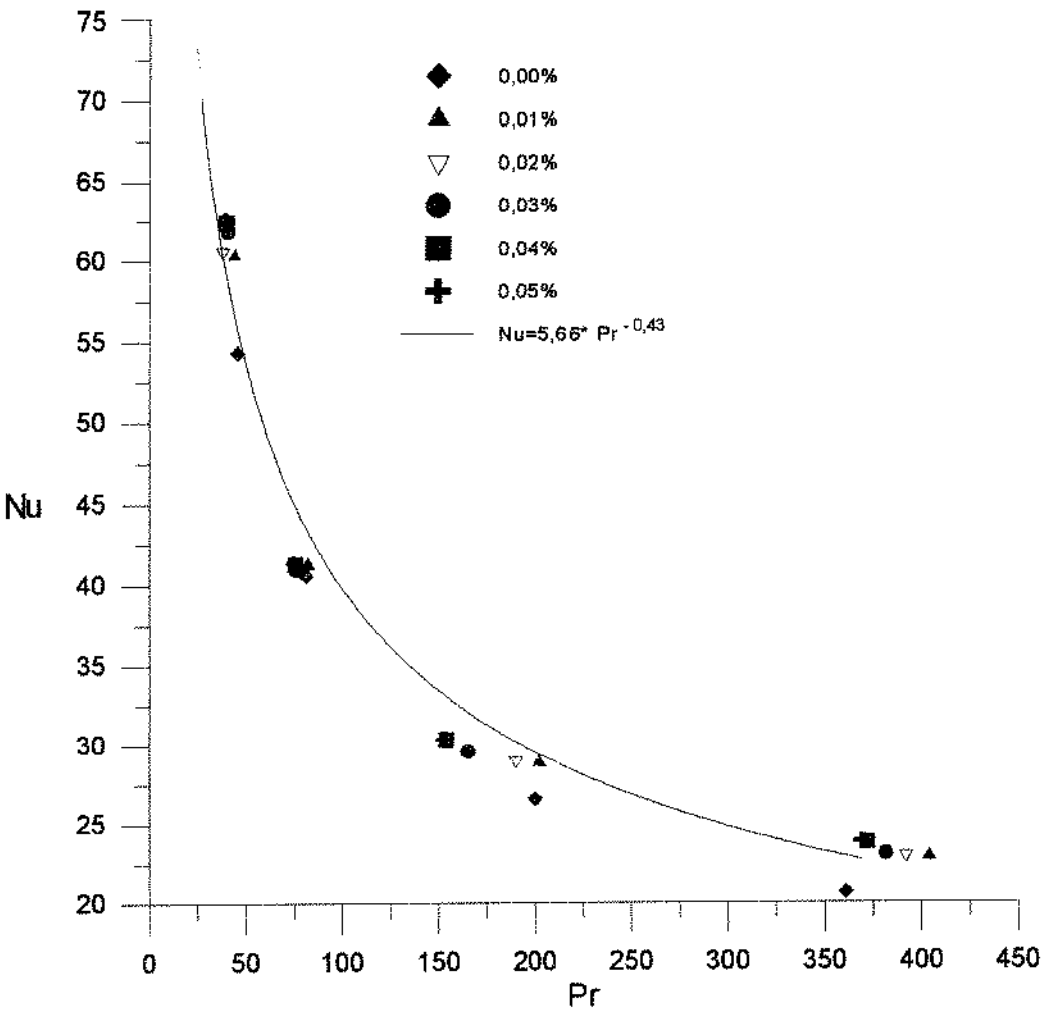


Figura 4.4: Efeito do número de Prandtl da concentração do catalisador no número de Nusselt.

4.3 Efeito da temperatura e o escoamento no coeficiente global.

As figuras 4.5 e 4.6 mostram o desempenho do trocador de calor do sistema de hidrogenação, operando com uma suspensão tendo varias concentrações de catalisador. Existe uma influência no coeficiente global de transferência de calor, devido a presença de particulados e à recirculação forçada da suspensão através do trocador de calor.

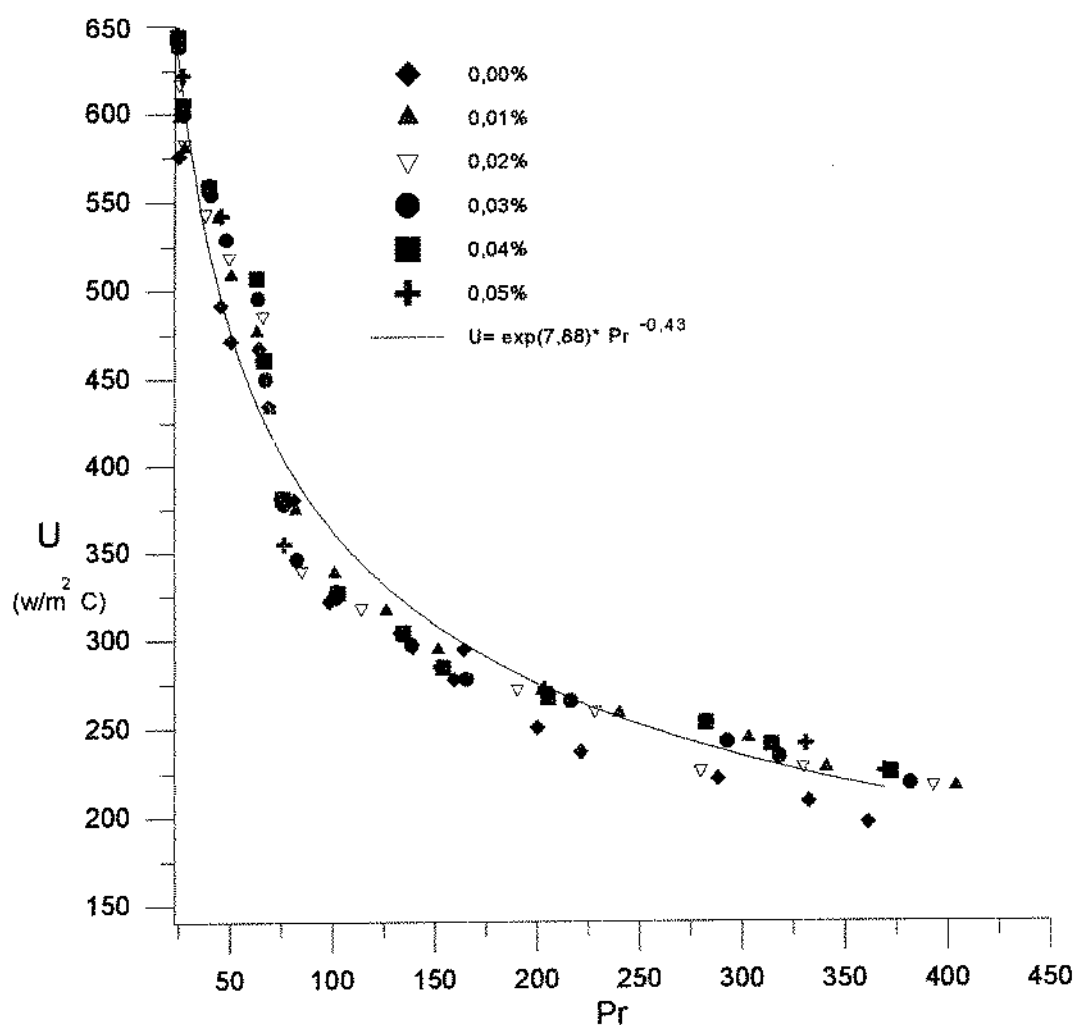


Figura 4.5: Efeito do número de Prandtl da concentração de catalisador no coeficiente global.

A figura 4.5 evidencia o efeito da temperatura da suspensão, nesse representada pelo número de Prandtl. A figura 4.6 mostra o efeito da vazão, representada pelo número de Reynolds; também é notável o desvio do coeficiente global na faixa  $1500 < Re < 4000$ , demonstrando um efeito que pode ser creditado à transição do escoamento. É evidente que foi possível descrever esses dois efeitos temperatura e vazão, cada um por uma única função. Essas funções estão representadas nas próprias figuras.

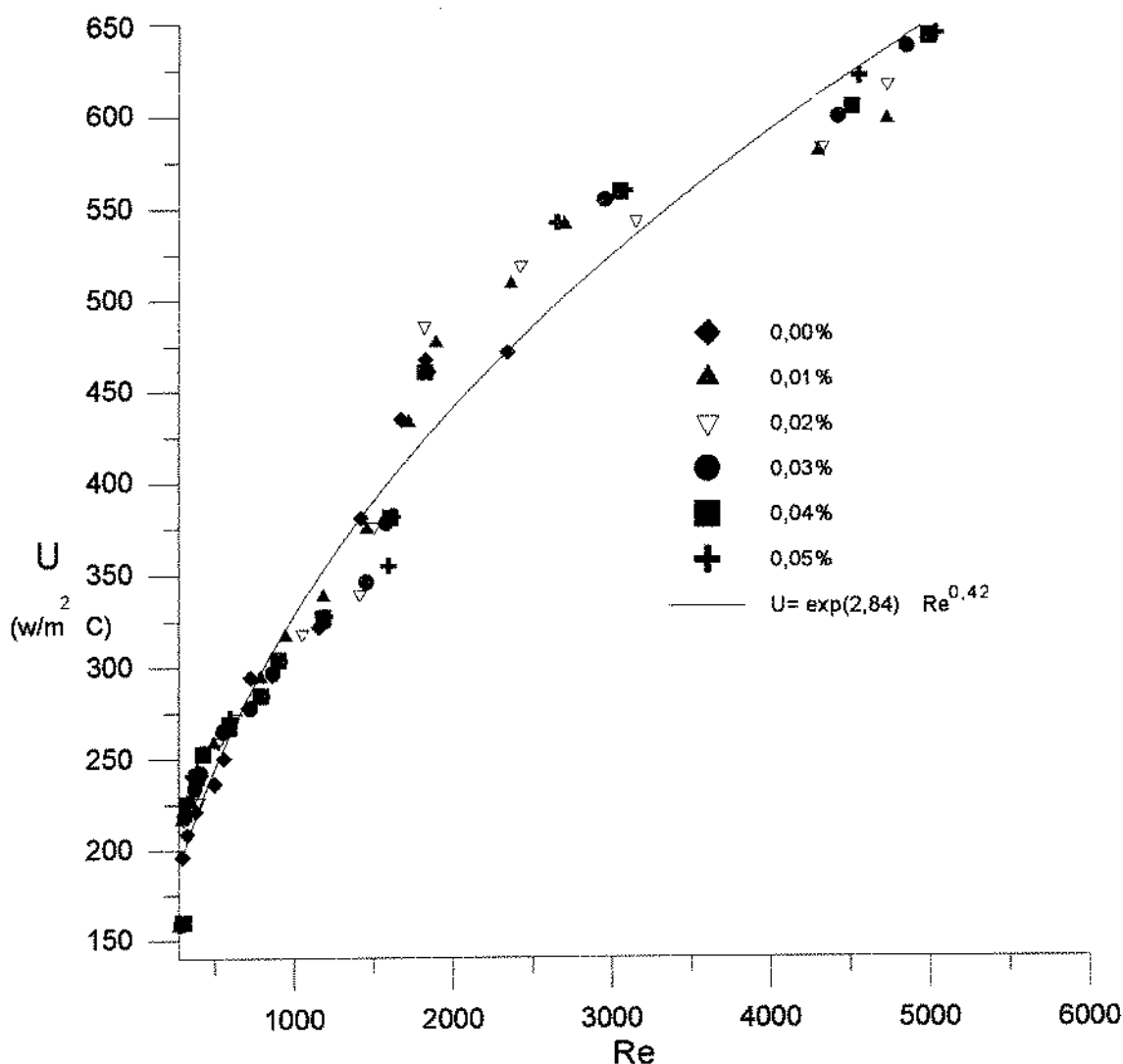


Figura 4.6: Efeito da vazão no coeficiente global.

#### 4.4 Dependência do escoamento e transferência de calor com as concentrações de catalisador.

Na figura 4.7 está representada a dependência do número de Nusselt em função do número de Reynolds, tendo a concentração do catalisador como parâmetro. Até  $Re \sim 1500$  não há efeito do material particulado e a partir daí nota-se que o efeito da presença do particulado é sensível e tanto maior quanto maior a concentração. Esse aumento é explicado devido ao efeito de mistura produzida pelo particulado e também porque as partículas, devido à inércia, invadem a subcamada laminar aumentando as taxas de transferência de calor. Nas figuras 4.9

e 4.10 são mostrados estes valores, fica evidente que o fenômeno pode ser descrito por uma única função.

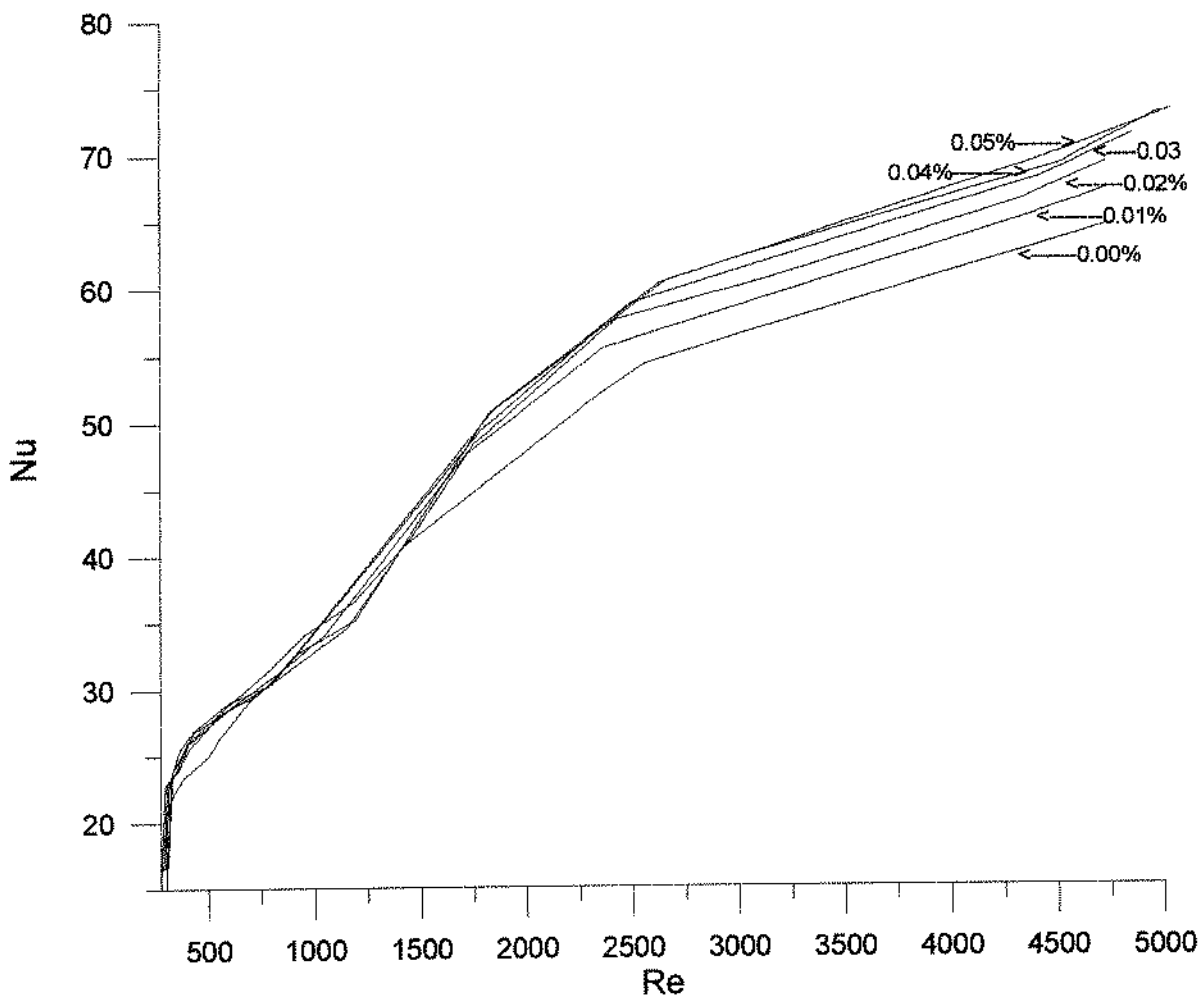


Figura 4.7: Dependência do número de Nusselt e Reynolds com as concentrações de catalisador.

Através da figura 4.8 observamos o efeito do catalisador e mesmo da presença de bolhas de gás na transferência de calor. Os resultados experimentais analisados com o modelo tradicional de SIDER-STATE mostra uma curva com comportamento semelhante.

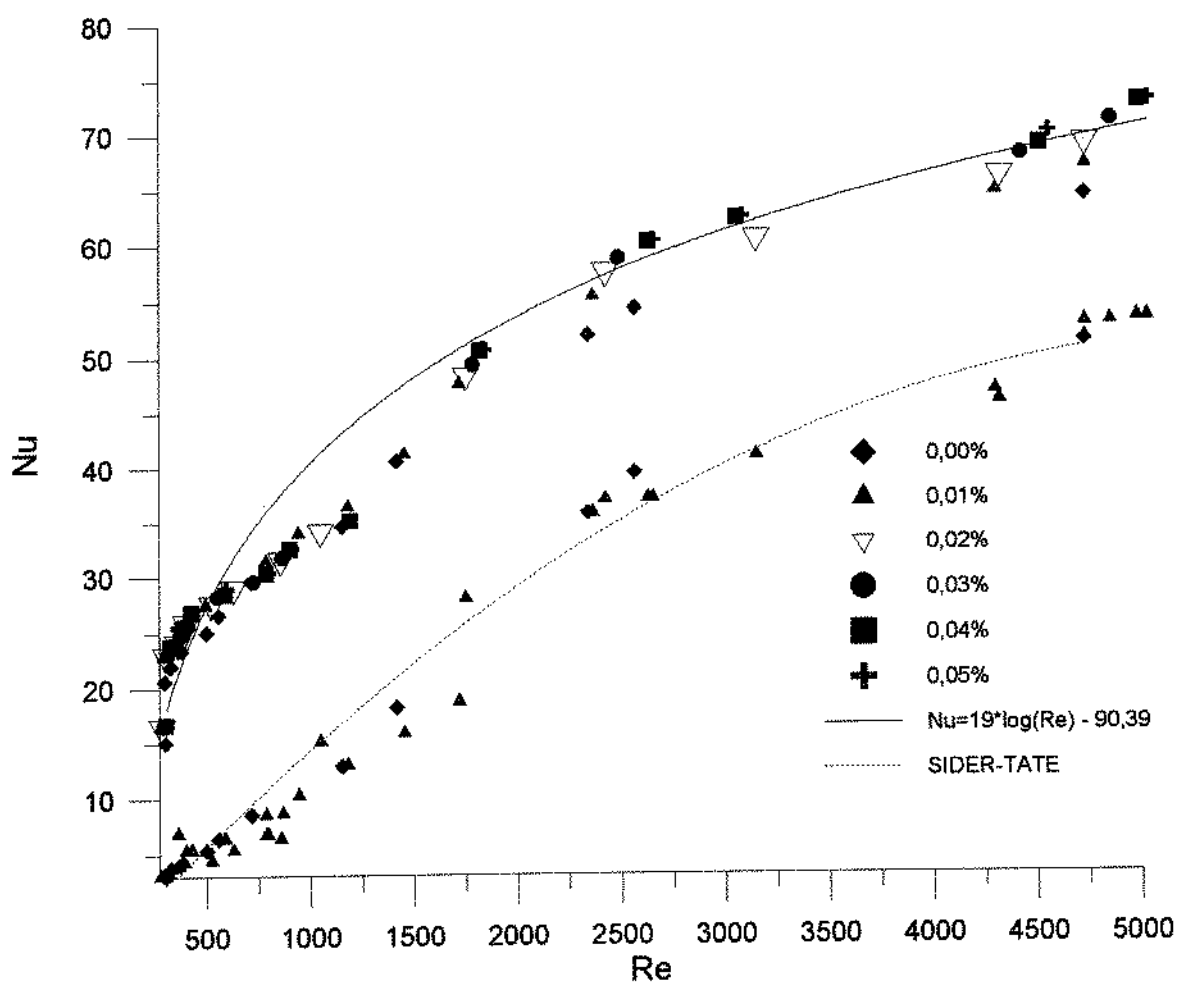


Figura 4.8: Dependência do número de Nusselt e Reynolds experimentais comparados com o modelo de SIDER-STATE.

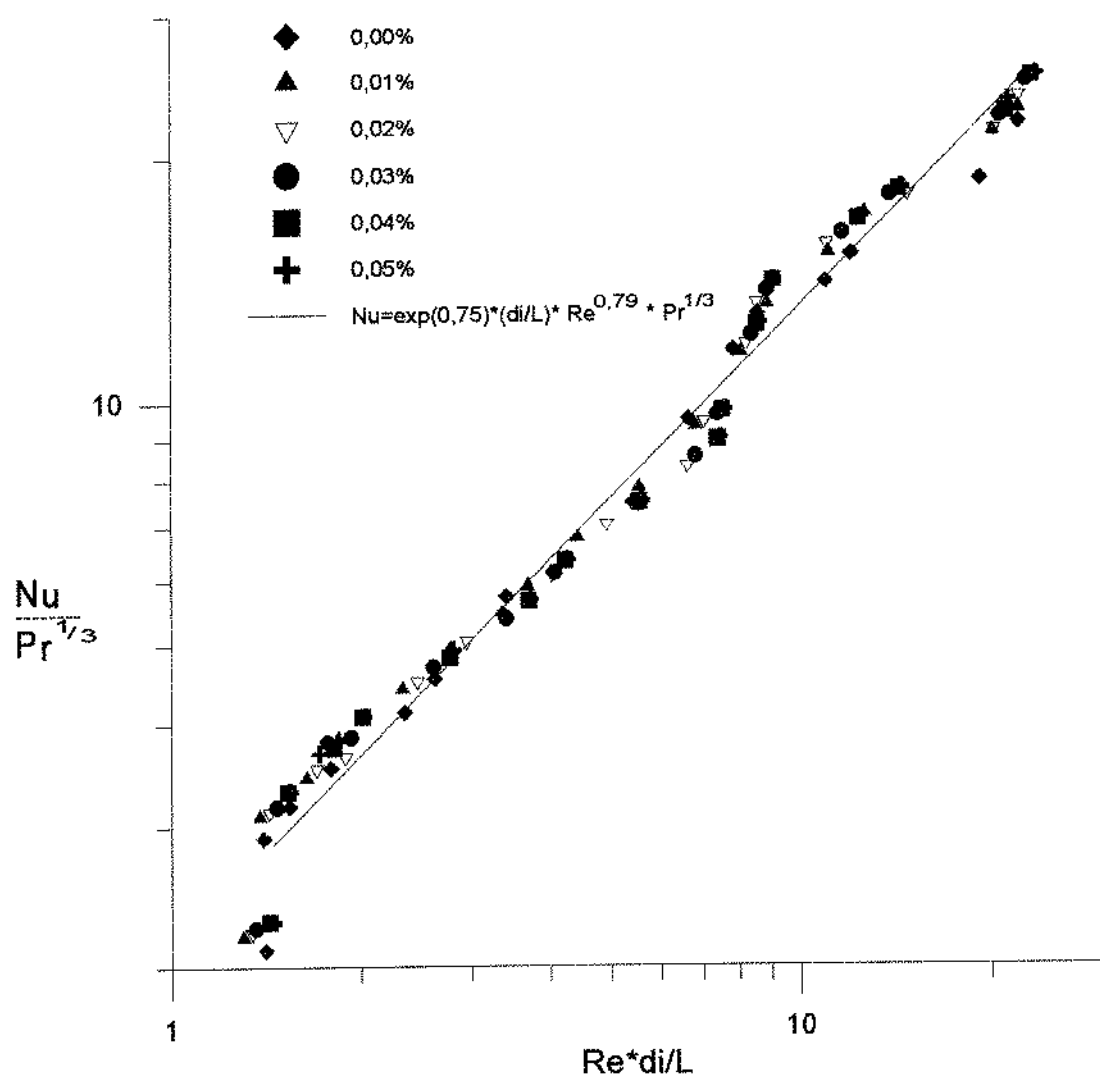


Figura 4.9: Dependência da transferência de calor em função do número de Reynolds.

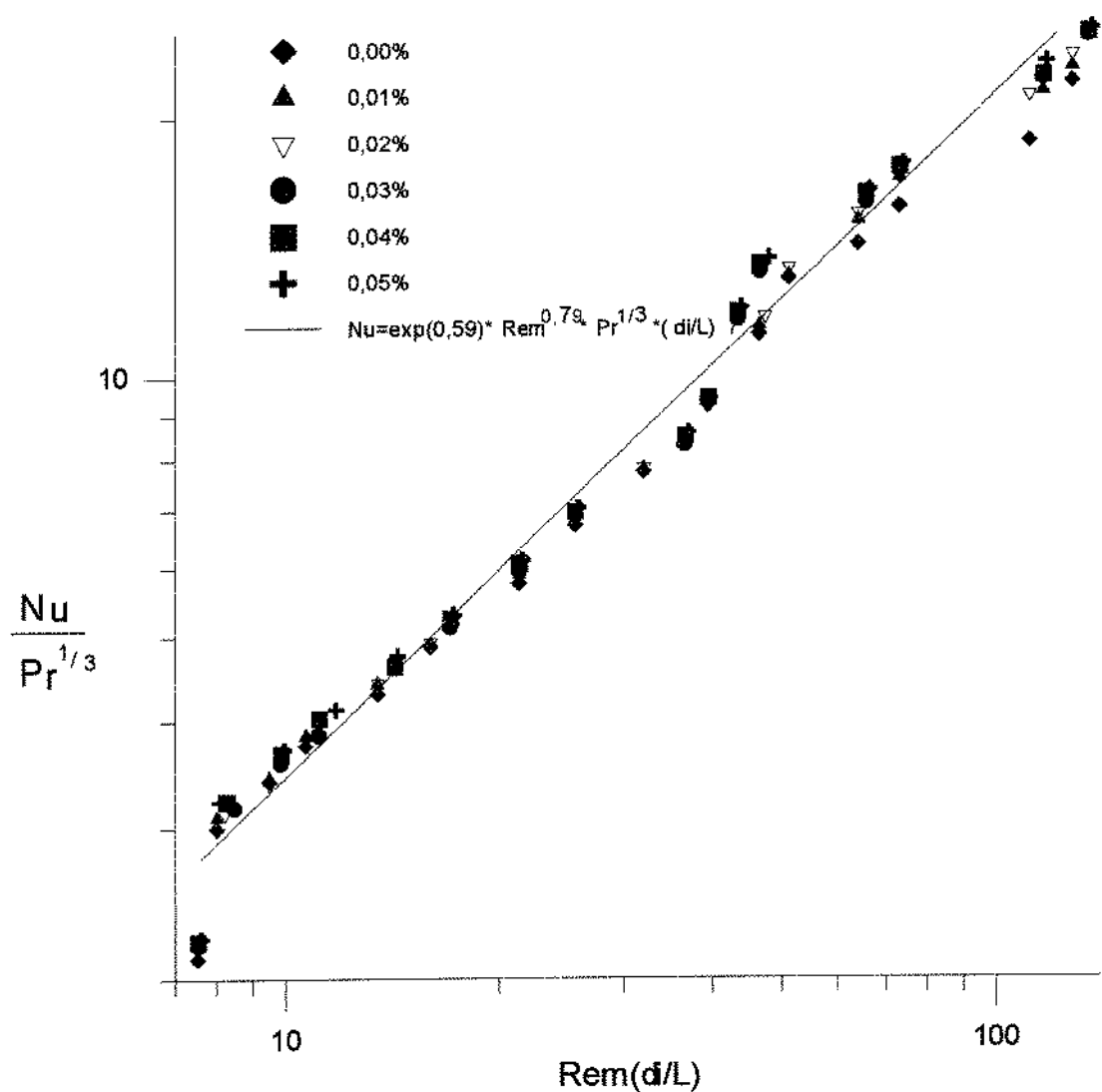


Figura 4.10: Dependência da transferência de calor em função do número de Reynolds corrigido (Rem).

As figuras 4.3 ao 4.10 representam os dados baseados nas tabelas 4.3 ao 4.8. Estes dados são valores de corridas experimentais para cada concentração de catalisador de níquel.

Tabela 4.3: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor.

T (°C)	Concentração de catalisador 0,00%						
	Nu	Re	Rem	Pr	$\frac{Nu}{Pr^{1/3}}$	$Re \frac{di}{L}$	U (w/m² C)
70	16,11	302	1596	372,4	2,10	1,41	144,8
80	20,66	299	1695	361,2	2,90	1,40	196,3
90	22,01	329	2009	332,4	3,17	1.54	208,6
100	23,38	382	2261	288,0	3,54	1,79	221,3
110	25,05	501	2855	221,2	4,14	2,35	236,2
120	26,55	559	3391	199,9	4,54	2,62	251,1
130	29,59	717	4521	159,2	5,45	3,36	277,4
140	31,47	726	5425	164,1	5,75	3,41	294,2
150	34,59	1154	6782	98,4	7,49	5,42	321,8
160	41,28	1417	8347	81,1	9,54	6,65	380,6
170	47,60	1671	9864	68,7	11,62	7,84	434,7
180	51,41	1825	10850	64,0	12,85	8,57	467,2
190	51,93	2339	13563	50,4	14,05	10,99	471,5
200	54,30	2565	15501	45,5	15,20	12,05	491,4
200	57,66	4106	23588	28,7	18,82	19,29	519,5
200	64,51	4722	27127	25,0	22,06	22,18	575,9

Tabela 4.4: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor.

T (°C)	Concentração de catalisador 0,01%						
	Nu	Re	Rem	Pr	$\frac{Nu}{Pr^{1/3}}$	$Re \frac{d_i}{L}$	U (w/m <sup>2</sup> C)
70	16,48	278	1597	429,2	2,18	1,30	157,5
80	22,86	295	1696	404,0	3,09	1,38	216,5
90	24,05	349	2011	340,8	3,44	1,64	227,3
100	25,90	393	2262	303,0	3,85	1,84	244,1
110	27,48	497	2857	239,8	4,42	2,33	258,4
120	28,86	591	3393	202,0	4,94	2,77	270,8
130	31,47	787	4524	151,5	5,90	3,69	294,2
140	34,01	945	5428	126,2	6,77	4,43	316,7
150	36,43	1181	6786	101,0	7,82	5,55	338,2
160	40,60	1453	8352	82,1	9,34	6,83	374,8
170	47,35	1718	9870	69,4	11,52	8,07	432,9
180	52,57	1889	10857	63,1	13,20	8,87	476,8
190	56,41	2362	13571	50,5	15,26	11,10	508,7
200	60,34	2699	15509	44,2	17,07	12,68	541,6
200	65,09	4295	24675	27,7	21,49	20,18	580,7
200	65,26	4724	27142	25,2	22,92	22,20	598,1

Tabela 4.5: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor.

T (°C)	Concentração de catalisador 0,02%						
	Nu	Re	Rem	Pr	$\frac{Nu}{Pr^{1/3}}$	$Re \frac{d_i}{L}$	U (w/m <sup>2</sup> C)
70	16,55	286	1597	372,4	2,21	1,34	158,2
80	22,96	305	1696	361,2	3,13	1,47	217,4
90	24,15	364	2011	332,4	7,53	1,77	228,3
100	25,93	402	2360	288,1	3,65	1,93	226,2
110	27,60	525	2858	221,2	4,52	2,61	259,5
120	28,98	630	3394	199,9	5,04	3,41	272,0
130	31,61	859	4525	159,3	6,09	4,07	215,5
140	34,15	1050	5430	164,1	7,04	5,55	318,1
150	36,59	1410	6787	98,4	8,33	6,83	339,5
160	40,78	1500	8353	81,1	9,47	7,40	346,2
170	48,32	1750	10055	68,7	11,81	8,38	441,2
180	53,64	1817	10859	64,0	13,28	8,88	485,7
190	57,57	2423	13574	50,4	15,68	11,68	518,8
200	60,62	3150	15513	45,6	18,02	13,88	543,7
200	65,39	4315	23607	28,7	21,59	20,75	583,1
200	69,71	4725	27148	25,0	23,73	22,78	617,5

Tabela 4.6 : Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor.

T (°C)	Concentração de catalisador 0,03%						
	Nu	Re	Rem	Pr	$\frac{Nu}{Pr^{1/3}}$	$Re \frac{d_i}{L}$	U (w/m <sup>2</sup> C)
70	16,62	295	1597	407,2	2,24	1,36	158,8
80	23,06	315	1701	381,7	3,18	1,47	218,3
90	24,75	378	2088	318,1	7,81	1,77	233,7
100	25,65	411	2361	292,6	3,86	1,93	241,8
110	28,21	556	3017	216,3	4,69	2,61	264,9
120	29,58	727	3621	165,4	5,38	3,41	277,4
130	31,75	867	4526	138,7	6,13	4,07	296,7
140	34,83	1181	5431	101,8	7,46	5,55	324,1
150	37,32	1454	7758	82,7	8,56	6,83	346,1
160	40,96	1575	8355	76,3	9,67	7,40	377,8
170	49,33	1783	9205	67,4	12,12	8,38	449,7
180	54,74	1890	9874	63,6	13,71	8,88	495,4
190	59,76	2487	13925	48,3	16,13	11,68	528,6
200	61,88	2953	15517	40,7	17,98	13,88	554,5
200	67,53	4417	24686	27,2	22,44	20,75	599,8
200	72,32	4847	28584	24,8	24,79	22,78	638,2

Tabela 4.7: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor.

T (°C)	Concentração de catalisador 0,04%						
	Nu	Re	Rem	Pr	$\frac{Nu}{Pr^{1/3}}$	$Re \frac{d_i}{L}$	U (w/m² C)
70	16,76	305	1598	397,5	2,28	1,43	160,2
80	23,81	326	1753	371,9	3,31	1,53	225,1
90	25,49	386	2090	314,2	3,75	1,81	240,4
100	26,85	429	2363	282,2	4,09	2,00	252,8
110	28,46	591	3019	205,2	4,82	2,77	267,2
120	30,34	788	3623	153,9	5,66	3,70	284,2
130	32,55	901	4529	134,6	6,35	4,23	303,8
140	35,15	1182	5434	102,6	7,51	5,55	326,8
150	38,25	1576	7764	76,9	8,99	7,40	354,2
160	41,33	1603	8361	75,6	9,77	7,53	380,9
170	50,61	1819	9211	66,7	12,48	8,54	460,6
180	56,15	1930	9881	62,8	14,12	9,04	506,8
190	60,29	2627	13934	46,2	16,80	12,34	540,9
200	62,46	3051	15527	39,7	18,30	14,33	558,9
200	68,17	4504	24703	26,9	22,74	21,16	605,0
200	73,01	4978	28603	24,3	25,18	23,25	644,1

Tabela 4.8: Valores calculados dos adimensionais e coeficientes de transferência de calor.

T (°C)	Concentração de catalisador 0,05%						
	Nu	Re	Rem	Pr	$\frac{Nu}{Pr^{1/3}}$	$Re \frac{d_i}{L}$	U (w/m <sup>2</sup> C)
70	16,72	308	1614	392,9	2,28	1,45	159,8
80	23,85	329	1715	369,0	2,33	1,54	225,5
90	25,54	367	2110	330,8	3,69	1,72	240,8
100	26,90	430	2494	282,4	4,10	2,02	253,1
110	29,01	597	3048	203,6	4,93	2,80	272,2
120	30,39	796	3658	152,7	5,68	3,73	284,6
130	32,60	909	4572	133,6	6,38	4,27	303,6
140	35,21	1193	5486	101,8	7,54	5,60	327,3
150	38,31	1591	7838	76,3	9,03	7,47	354,8
160	41,41	1618	8370	75,1	9,82	7,60	381,6
170	50,70	1836	9298	66,2	12,53	8,62	461,1
180	56,25	1933	10160	62,8	14,14	9,08	507,4
190	64,40	2652	14067	45,8	16,88	12,46	542,3
200	62,57	3080	15675	39,4	18,38	14,47	559,7
200	70,26	4547	24938	26,7	23,50	21,36	622,1
200	73,14	5025	28876	24,2	25,29	23,62	645,1

4.5 Comportamento do ejedor.

4.5.1 Efeito da temperatura no escoamento no ejedor.

As figuras 4.11 e 4.12 baseados nos dados das tabelas 4.9 e 4.10 mostram o efeito da temperatura no regime de escoamento no bocal e na garganta do ejedor respectivamente. Nota-se que abaixo de 120 °C ( $Pr \sim 200$ ) o efeito da diminuição da temperatura é pequeno. Portanto o ideal é trbalhar com temperaturas acima desta, sob o ponto de vista do efeito de mistura no ejedor.

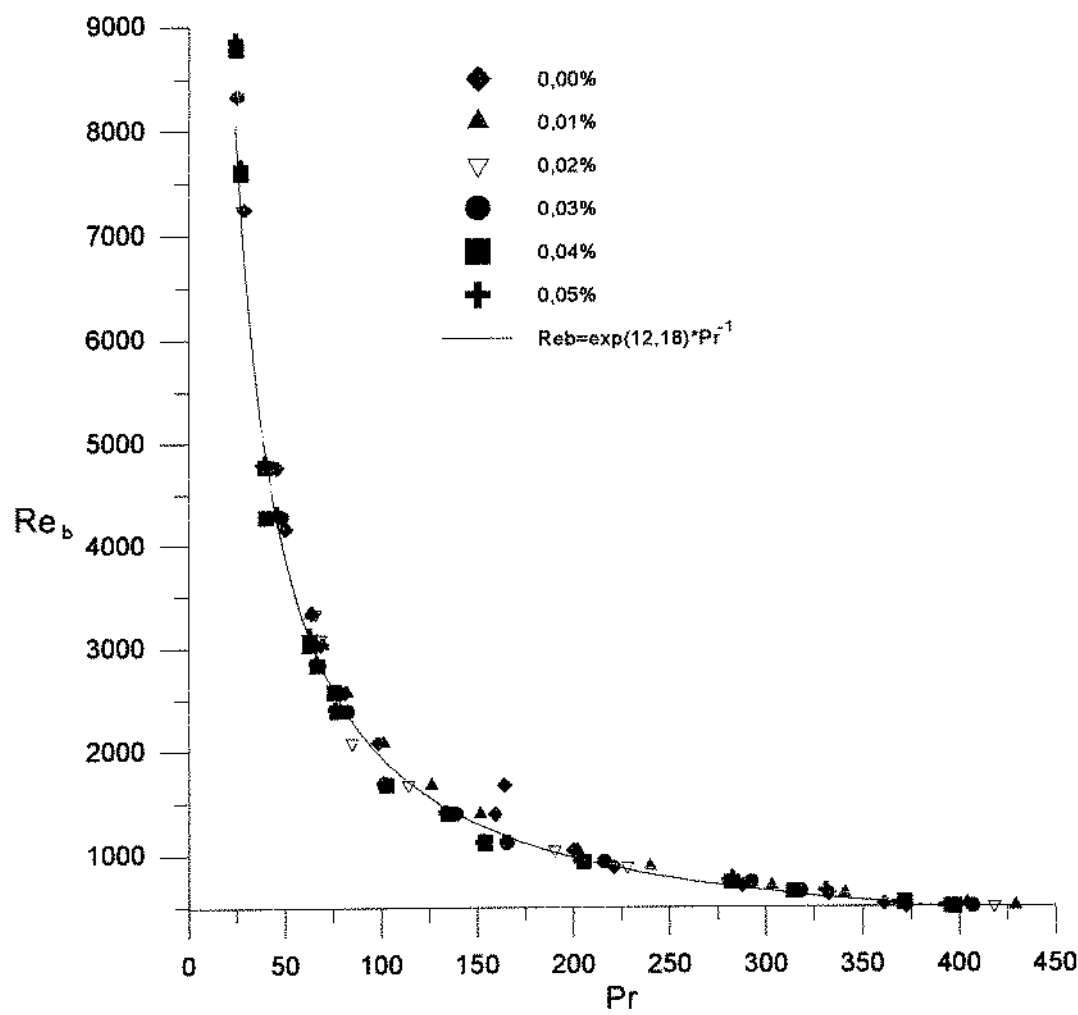


Figura 4.11: Efeito do número de Prandtl no escoamento no bocal do ejedor.

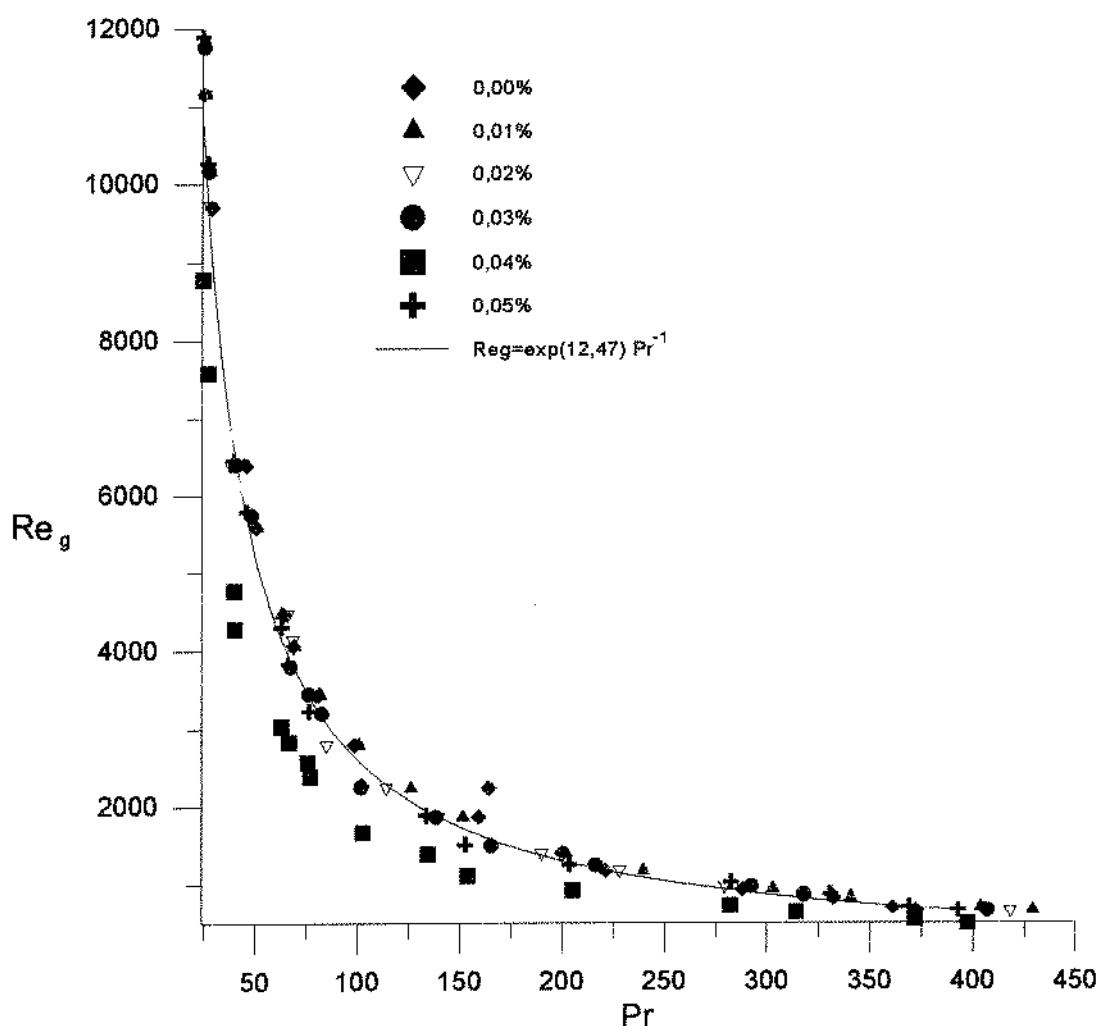


Figura 4.12: Efeito do número de Prandtl no escoamento na garganta do ejetor.

#### 4.5.2 Efeito do escoamento na transferência de calor.

As figuras 4.13 e 4.14 baseados nos dados das tabelas 4.9 e 4.10 mostram o efeito de transferência de calor no escoamento através do ejetor. Para  $Re > 4000$ , o gradiente de capacidade de troca de calor é menor que na região de  $Re < 4000$ . O comportamento tanto no bocal como na garganta o comportamento é semelhante. Nota-se que a influência da concentração do catalisador é pequena.

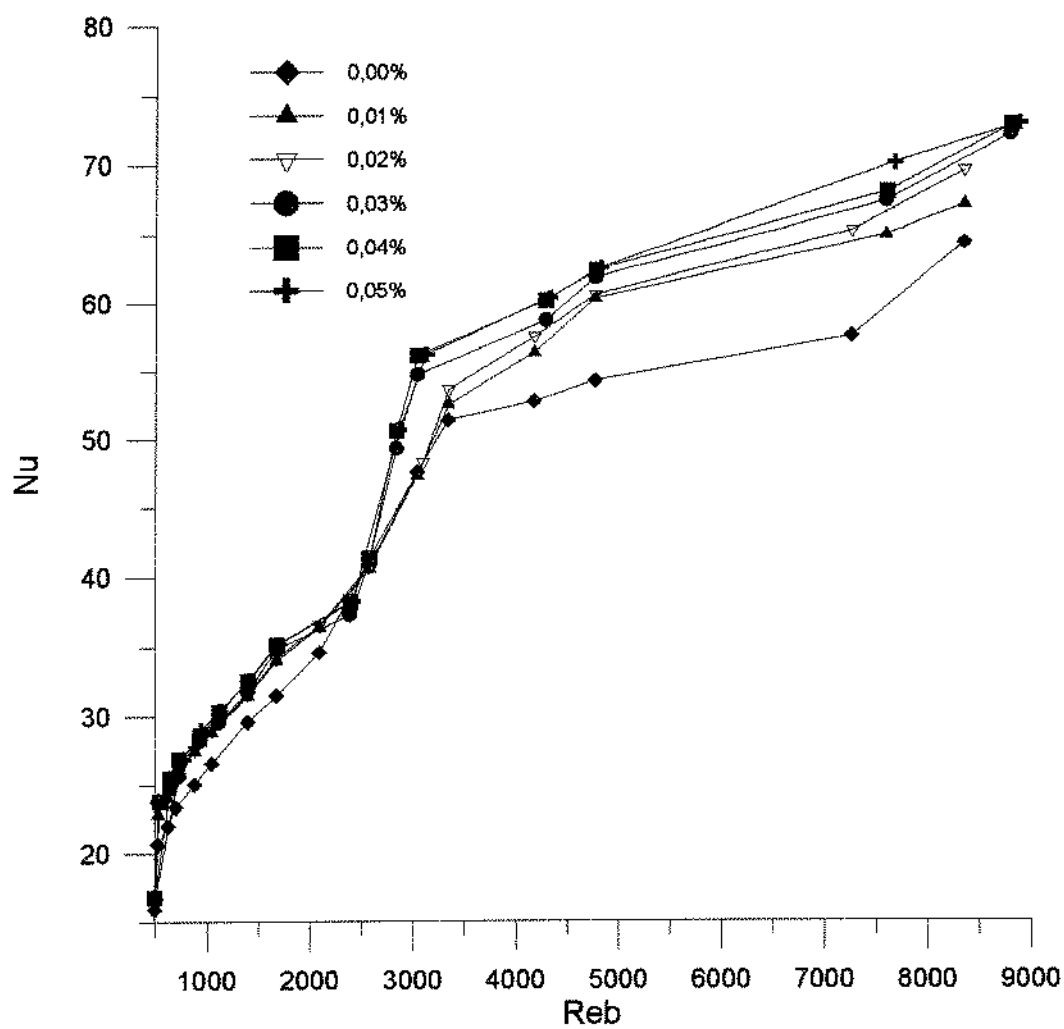


Figura 4.13: Efeito do escoamento na transferência de calor no bocal do ejetor

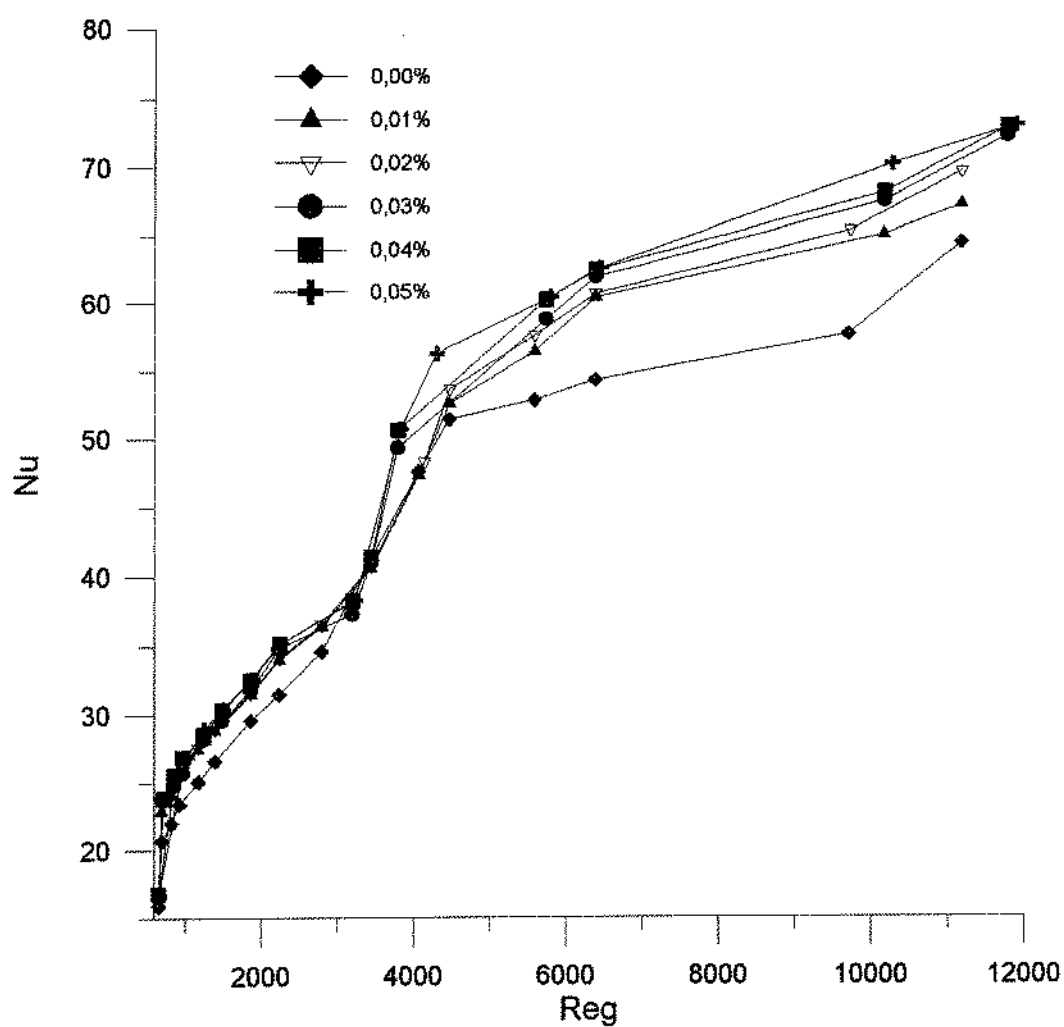


Figura 4.14: Efeito do escoamento na transferência de calor na garganta do ejetor.

Tabela 4.9: Valores do número de Reynolds na garganta do ejetor com a temperatura e concentração de catalisador.

T (°C)	Concentrações de catalisador (% de Ni)					
	0,00	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
70	657	658	658	658	658	665
80	698	699	699	709	722	706
90	828	828	841	860	861	869
100	931	932	972	972	973	1027
110	1176	1177	1177	1243	1243	1255
120	1397	1397	1398	1491	1492	1506
130	1862	1863	1863	1864	1865	1883
140	2234	2236	2236	2237	2238	2259
150	2793	2795	3195	3195	3197	3230
160	3438	3439	3441	3441	3443	3444
170	4063	4065	3791	3791	3794	3830
180	4469	4471	4067	4067	4069	4184
190	5586	5589	5735	5735	5739	5794
200	6384	6388	6391	6391	6395	6456
200	9715	10162	10167	10167	10174	10271
200	11172	11178	11772	11772	11780	11892

Tabela 4.10: Valores do número de Reynolds no bocal do ejetor com a temperatura e concentração de catalisador.

T (°C)	Concentração de catalisador (% de Ni)					
	0,00	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
70	490	490	491	491	491	495
80	521	521	526	532	538	427
90	617	617	618	642	642	648
100	694	695	725	725	726	766
110	877	878	878	926	927	936
120	1041	1042	1042	1112	1113	1123
130	1389	1389	1389	1390	1391	1404
140	1666	1667	1668	1668	1669	1685
150	2083	2084	2085	2383	2385	2407
160	2564	2565	2566	2566	2568	2569
170	3030	3032	3088	2827	2829	2856
180	3333	3335	3336	3033	3035	3121
190	4166	4168	4169	4277	4280	4321
200	4761	4764	4765	4766	4769	4815
200	7245	7579	7251	7582	7588	7660
200	8332	8337	8339	8780	8786	8869

#### 4.6 Velocidade de Hidrogenação.

Com os dados da tabela 4.11, foi construído a figura 4.15 correspondente a hidrogenação de óleo de soja. Nele, se observa que a velocidade de reação é maior durante os primeiros 60 minutos; nas etapas subsequentes a velocidade decresce gradualmente, devido a que a presença de ácidos graxos insaturados é cada vez menor. Nota-se a grande velocidade de hidrogenação conseguindo a queda de quase 60 unidades de índice de iodo em aproximadamente 90 minutos.

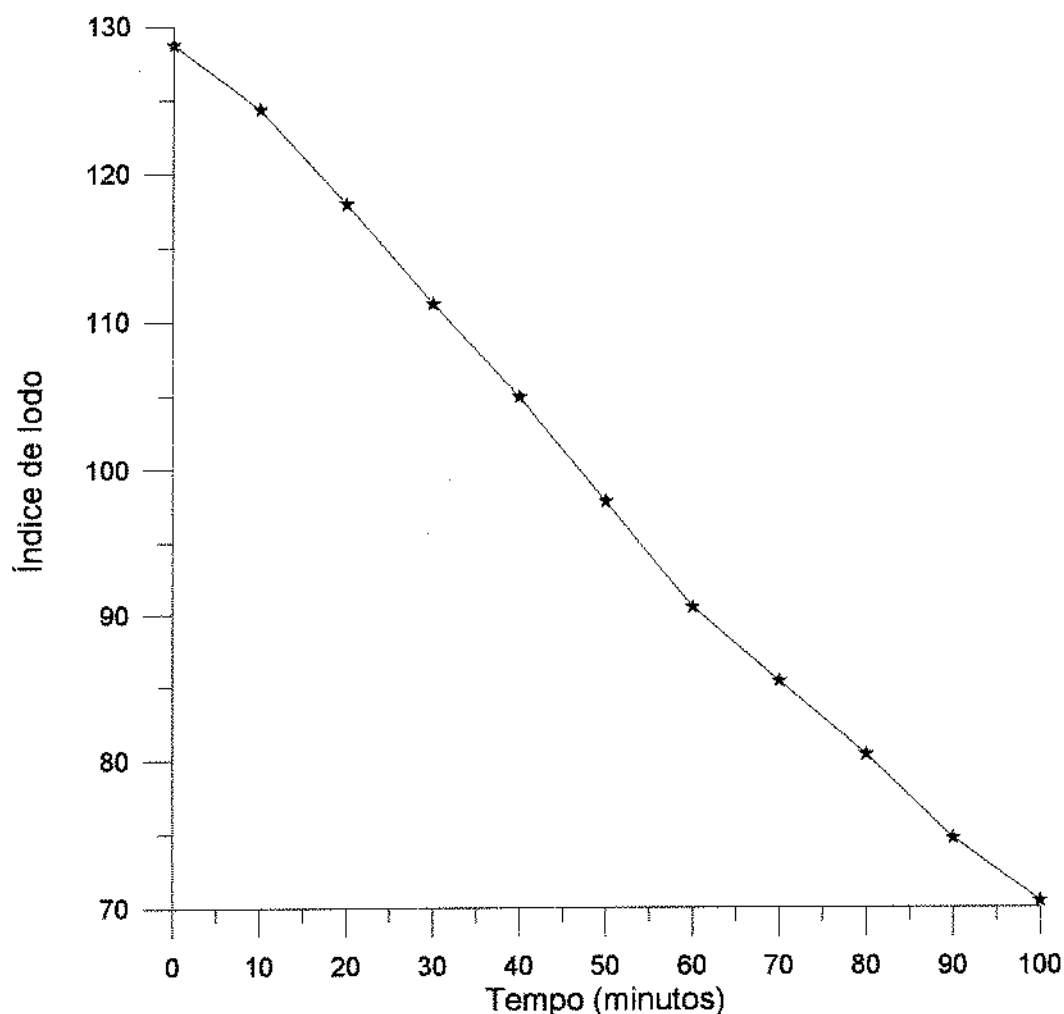


Figura 4.14: Velocidade de hidrogenação.

Condições: pressão 1,2 bar, 160 °C, concentração de catalisador 1% em peso.

Tabela 4.11: hidrogenação de óleo de soja.

condições: pressão 1,2 bar, 160 °C, catalisador 1% em peso.

Tempo (minutos)	índice de iodo
0	128,71
10	124,34
20	117,91
30	111,16
40	104,90
50	97,75
60	90,49
70	85,37
80	80,36
90	74,69
100	70,40

## **5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES**

### **CONCLUSÕES:**

- O aumento da vazão de recirculação da suspensão permite aumento da sucção do gás e conseqüentemente aumento da mistura das fases envolvidas: gás-líquido-sólido. Obteve-se melhores resultados para maiores vazões líquido em recirculação.
- A posição do bico em relação ao corpo do ejetor têm influência na vazão de recirculação da suspensão e sucção do gás.
- Rápida transferência de calor devido à presença de sólidos particulados e recirculação forçada da suspensão através do trocador de calor. O coeficiente global de transferência aumenta com o Reynolds.
- Na análise da dependência do número de Reynolds tendo a concentração do catalisador como parâmetro, nota-se que o efeito do particulado aumenta com a concentração
- A curva do modelo SIDER-STATE mostra afastamento abaixo da curva dos dados experimentais, seguindo uma tendência semelhante.
- A velocidade de reação demonstrado nas corridas de hidrogenação de óleo vegetal, quando comparada com a literatura demonstra bons rendimentos.

### **SUGESTÕES:**

- Desenvolver um estudo em termos de ampliação de escala, incluindo custos para verificar dimensões ótimas para reatores recirculantes de hidrogenação.
- Estudar, experimentalmente, o desempenho de ejetores que tenham como tarefa produzir uma fina dispersão de gás em óleos.

- Refazer os experimentos conduzidos neste trabalho, porém utilizando uma bomba de recirculação do tipo centrífuga. Isto não foi feito porque, devido a motivos de segurança, utilizou-se uma bomba com acionamento por ar comprimido, do tipo diafragma e que produz escoamento pulsante.

## 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

1. ALBRIGHT, L.F (1973). "Aplication of partial hydrogenation theory to the design of comercial reactors for hydrogenating triglyceride oils". Journal. Am. Oil Chem. Soc. Vol 50; nº7.
2. ALLINGER, N.L; CAVA, M.P; DE JONGH, D.C (1976). "Química Orgánica" 2da edição, Guanabara Dois, Rio de Janeiro.
3. AMIGUES, P.(1983) "Practical experience whit an homogeneous nickel catalysts for soy oil hidrogenation". Proceedings hidrogenation of soy oil. Third A.S.A Symposium of soybean processing, ANTWERPEN (U.S.A).
4. BACKHURST, J.R (1973)."Process plant design". American Elsevier Publishing Company, Inc. NEW YORK.
5. CARLSON, K.(1989) "Hidrogenation: Practical aspects of converter design, heat recovery and catalysts separation". Journal. Am. Oil Chem. Soc. Vol 66; nº11.
6. CRAMERS, P.H.M.R; VANDIERENDONCK, L.L; BEENACKERS, A.A.C.M (1992a) "Influence of the gas density on the gas entrainment rate and gas hold-up in loop venturi reactor". Cmem. Eng. Science Vol. 47, nº 9-11.
7. CRAMERS, P.H.M.R; VANDIERENDONCK, L.L; BEENACKERS, A.A.C.M (1992a) "Hydrodynamics and mass transfer characteristics of a loop venturi reactors with a downflow liquid jet ejector". Cmem. Eng. Science Vol. 47, nº 13-14.
8. DIRIX, C.AM.C. & VAN DER WIELE, K (1990) "Mass transfer in jet loop reactor". Chem. Eng. Science. vol. 45; Nº8.
9. DUTTA, N.N & RAGHAVAN, K.V (1987) "Mass transfer and hydrodynamic characteristic of loop reactor with downflow liquid jet ejector". The Chem. Eng. Journ. vol 36: 111-121.

10. GREENWOOD, T.S. (1986) "Loop reactors for catalytic hydrogenation". Chemistry and Industry. February: 94-98.
11. GROTHUES, B.G.M (1985). "Hydrogenation of palm and lauric oils". Journal. Am. Oil Chem. Soc. Vol 62; nº2.
12. HASTERT, R.C.(1981) "Practical aspects of hydrogenation and soybean salad oil manufacture". Journal. Am. Oil Chem. soc. Vol 58; nº3.
13. HASTERT, R.C.(1993) "Hidrogenação de ácidos graxos I".Revista Óleos & Grãos. maio-junho :63-69.
14. HENZLER, H.L (1981) "VERFAHRENSTECHNICK". vLO. 15, PP 738-749.
15. HOLMANN, J.P.(1980) "Transferência de calor". Mc Graw Hill do BRASIL Ltda.
16. JEKAT, H (1975) PhD Thesis, University of Munich, Germany.
17. LAU, J. (1983) "Hydrogenation equipment and energy aspects". Proceedings hydrogenation of soy oil. Third A.S.A Symposium soybean processing. ANTWERPEN (U.S.A).
18. LEUTERITZ, G.M. (1973) "Loop Reactor gives fast, cool, liquid-phase hydrogenation reactions". Process Engineering. December, pp. 62-63.
19. LEUTERITZ, G.M.; REIMANN, P; VERGERES, P.(1976) "Loop Reactor: Better Gas-Liquid Contact". Hydrocarbon Process. Petroleum. Refiner. 6:99-100.
20. MACINTYRE, A.J (1987) "Bombas e instalações de bombeamento" Editora Guanabara Koogan S.A. Rio de Janeiro.
21. MALONE, R.J.(1980) "Loop Reactor Technology Improves catalytic Hydrogenations" Chem. Eng. Progress, 76:53.
22. OGAWA, S; YAMAGUCHI, H; TONE, S; OTAKE, T.(1983) "Gas-liquid mass transfer in the jet reactor with liquid jet ejector". J. Chem. Eng. Japan. Vol 15; nº.5.

23. OLDSHUE, J.Y. (1980). "Mixing in hydrogenation processes". Chem. Eng. Progress, 76: 62.
24. OLDSHUE, J.Y.(1983) "Fluid mixing technology". Mc Graw Hill publications Co. New York.
25. OTAKE, T.; TONE, S; KUBOI, R; TAKAHASHI, Y; NAKAO, K.(1981) "Dispersion of a gas by a liquid-jet ejector". Intern. Chem. Eng. Vol. 21, n°.1.
26. PADMAVATHI, G; RAO,R (1983) "Influence of geometry on gas hold-up in a reverse flow jet loop reactor". The Canadian Journ. of Chem. Eng. Vol. 71 n° 1.
27. PATTERSON, H.B.W. (1973 a) "Hydrogenation of vegetable oils: Hydrogenation process". Oléagineux 28 (12), 353-359.
28. PATTERSON, H.B.W (1973 b) "Hydrogenation of vegetable oils: Hydrogenation technology". 28 (12), 583-587.
29. PATTERSON, H.B.W (1983) "Hydrogenation of oils and fats". Applied Science Publishers. 1st. ed. London.
30. PERRY, J.H; CHILTON, C.H (1963) "Chemical Engineers Handbook". Mc Graw Hill book Company ; 4th. Edition. Kogakusha company, Ltda. Tokio, Japan.
31. RADHAKRISHNAN, V.R. & MITRA, A.K.(1984). "Pressure drop, holdup and interfacial area in vertical two phase flow of multi-jet ejector induced dispersins". The Can. Journal of Chem. Eng. Vol 62.
32. RASE, H. (1977). "Chemical Reator Design for Process Plants". Vol. II, pp. 161.
33. RICE, E.E.(1979). "Materials of construction in the fatty acid industry". Journal Am. Chem. Soc. Vol 56; n°11.
34. RIEMANN, P (1978). "Hidrogénation catalytique d'huiles, graisses et acides gras". Oleagineux, 33 (2).

35. TRAMBOUZE, P; VAN LANDEGHEM, H; WAUQUIER, J.P (1988)."Chemical Reactors: Design, Engineering, Operation". Gulf Publishing Company; Paris, France.
36. UROSEVIC, D (1986). "Improvement of the Buss loop reactor in the oil and fat industry". Proceedings world conference emerging technology fats oils industry.