

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS - UNICAMP
Faculdade de Engenharia de Alimentos
Departamento de Engenharia de Alimentos

ÁREA INTERFACIAL EM COLUNAS DE RECHEIO: Influência da viscosidade
do líquido e da velocidade superficial do gás.

Autor: Oscar Zalla [Sampaio Neto ^{n/47}/
Engenheiro de Alimentos

Orientador: Prof. Dr. Antônio José [Meirelles ^{de Almeida}]

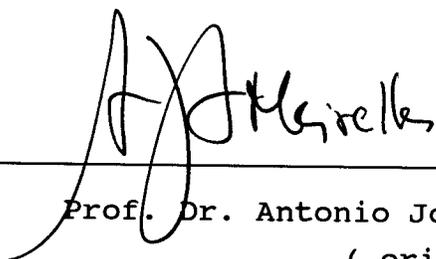
9402040
Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos,
UNICAMP, como parte dos requisitos exigidos para obtenção do
título de Mestre em Engenharia de Alimentos.

Parecer

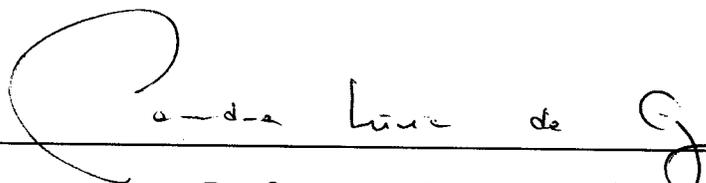
Este exemplar corresponde a redação final da
tese defendida por Oscar Zalla Sampaio Neto
e aprovada pela CAMPINAS
comissão julgadora em 1994
03.02.94

A. J. Meirelles

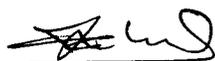
BANCA EXAMINADORA



Prof. Dr. Antonio José de Almeida Meirelles
(orientador)



Profa. Dr. Sandra Lúcia da Cruz
(membro)



Prof. Dr. Fernando Antonio Cabral
(membro)



Profa. Dr. Fernanda Elizabeth Xidieh Murr
(membro)

Campinas, 03 de fevereiro de 1994

À meus pais

Oscar e Marilena

À minha companheira

Suzana

AGRADECIMENTOS

A DEUS

Ao Prof. Dr. Antonio José de Almeida Meirelles, o Tonzé, pela orientação, dedicação e amizade ao longo deste trabalho.

À Profa. Dr. Sandra Lúcia da Cruz, pelas sugestões e atenção.

Aos técnicos super generalistas do departamento; Ari, Márcio, Jane, Viniltom, Fifa e Seu Quirino pela fundamental cooperação.

A "Dona" Isaura, Don'Ana e "Dona" Maria pelo ótimo convívio.

Aos pós-graduandos, companheiros de gloriosas lutas e festas e de martírio que é ser bolsista.

A todos os professores do DEA, pelo auxílio prestado.

Ao CNPq e FAPESP pela concessão da bolsa de mestrado.

Ao FAEP pelo suporte financeiro.

E um super especial agradecimento aos colegas de turma Lili, Bia e Antonio por simplesmente tudo.

RESUMO

Foram realizados experimentos em uma coluna de vidro com 78 mm de diâmetro interno empacotada com anéis de Raschig de 7 mm, em um leito de 1,15 m objetivando-se estudar a influência da viscosidade da fase líquida e das condições hidrodinâmicas da fase gasosa na formação da área interfacial efetiva de transferência de massa.

Este fundamental parâmetro nos projetos de torres recheadas, foi determinado em experimentos de absorção acompanhada de reação de pseudo-primeira ordem. A reação se deu entre o dióxido de carbono e a dietanolamina em solução aquosa de etilenoglicol no primeiro conjunto de experimentos e entre o dióxido de carbono e o hidróxido de sódio em solução de água e açúcar. A concentração de dióxido de carbono na fase gasosa foi de 2,5%.

A escolha desses sistemas possibilitou variar a viscosidade do líquido em uma faixa de 1×10^{-3} até 2×10^{-2} Kg/m.s e a velocidade superficial da fase gasosa de 8×10^{-3} até 2×10^{-1} m/s.

A viscosidade do líquido apresentou uma influência em geral negativa sobre a formação da área interfacial efetiva. Sob condições de baixa velocidade superficial da fase gasosa, a viscosidade do líquido influenciou positivamente em uma faixa de 1×10^{-3} até 3×10^{-3} Kg/m.s, em função possivelmente da melhoria da molhabilidade do recheio.

Na faixa estudada a velocidade superficial do gás tem um efeito positivo, no entanto, sua influência diminui com o aumento da viscosidade do líquido.

Todos os dados puderam ser satisfatoriamente correlacionados por uma equação onde a área interfacial efetiva é apresentada como uma função dos números de Reynolds das fases líquida e gasosa, sendo que para este último o expoente traz o

número de Kaptisa.

ABSTRACT

Experiments were carried out in a 78 mm glass column packed with 7 mm glass Raschig rings to a depth of 1,15 m. The subject of this work was to study the influence of the liquid phase viscosity and hydrodynamic conditions on mass transfer effective interfacial area.

Effective interfacial area was determined by chemical absorption experiments with pseudo-first order reaction. Two gas-liquid systems have been used: (1) carbon dioxide - diethanolamine in aqueous ethyleneglycol solutions and (2) carbon dioxide - sodium hydroxide in aqueous sugar solutions. The gas phase dioxide carbon concentration was 2,5%.

These systems covered a viscosity range from 1×10^{-3} to 2×10^{-2} Kg/m.s and superficial gas velocity from 8×10^{-3} to 2×10^{-1} m/s.

The liquid viscosity presented negative influence upon effective interfacial area formation.

Under low superficial gas velocity conditions the liquid viscosity could influence positively with range of 1×10^{-3} to 3×10^{-3} Kg/m.s, caused possibly by the improvement packed wetability.

The superficial gas velocity in the studied range had a positive effect, but its influence decreases as liquid viscosity increases.

All the data could be satisfactorily represented by an equation which relates the effective interfacial area as a function of vapor and liquid phase Reynolds numbers. The expoente for the vapor phase Reynolds number is the Kaptisa number.

ÍNDICE

CAPÍTULO I	
INTRODUÇÃO.....	01
CAPÍTULO II	
OBJETIVOS.....	04
CAPÍTULO III	
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	06
III.1 - Área Interfacial Efetiva em Colunas de Recheio.....	07
III.2 - Correlações Empíricas para Área Interfacial Efetiva.....	10
III.3 - Absorção com Reação Química em Colunas de Recheio.....	15
III.4 - Reações Químicas para Determinação da a_g	18
III.4.1 - CO ₂ com Dietanolamina em Solução Aquosa de Etileno-glicol.....	19
III.4.2 - CO ₂ com Hidróxido de Sódio.....	21
CAPÍTULO IV	
MATERIAL MÉTODOS.....	22
IV.1 - Descrição do Equipamento Utilizado.....	23
IV.2 - Planejamento Experimental.....	26
IV.3 - Procedimento Experimental.....	28
IV.4 - Material Utilizado.....	31
IV.5 - Determinação da Composição das Amostras.....	31
IV.6 - Obtenção da Área Superficial Específica do Recheio Seco e Área de Secção da Coluna.....	32
IV.7 - Determinações e Estimativas das Propriedades Físicas.....	34
IV.7.1 - Fase Gasosa.....	34
IV.7.2 - Fase Líquida.....	36

IV.7.2.1 - Mistura DEA-ETG-H ₂ O.....	36
IV.7.2.2 - Mistura NaOH-Açúcar-H ₂ O.....	39
IV.8 - Cálculo da Área Interfacial Efetiva de Transferência de Massa.....	48
CAPÍTULO V	
RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	52
V.1 - Curvas de Titulação.....	53
V.2 - Área Superficial Específica do Recheio Seco e Área de Secção da Coluna.....	57
V.3 - Tensão Superficial da Mistura DEA-ETG-H ₂ O.....	57
V.4 - Área Interfacial Efetiva de Transferência de Massa.....	58
V.5 - Tratamento dos Dados.....	60
V.5.1 - Influência da Viscosidade.....	62
V.5.2 - Influência da Velocidade Superficial da Fase Gasosa.....	69
V.5.3 - Obtenção de uma Correlação para a _e	74
CAPÍTULO VI	
CONCLUSÕES.....	78
CAPÍTULO VII	
SUGESTÕES E PERSPECTIVAS.....	81
CAPÍTULO VIII	
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFIAS.....	83
APÊNDICES	
Apendice A.- Programas computacionais	89

ÍNDICE DE TABELAS

tabela 3.1 - Valores de expoentes de variáveis independentes em correlações para $k_L a_e$	8
tabela 3.2 - Valores de expoentes de variáveis independentes em correlações para a_e	15
tabela 3.3 - Parâmetros cinéticos para a reação entre CO_2 e DEA em solução aquosa de ETG à 298K.....	20
tabela 4.1 - Faixas de estudo das principais variáveis independentes enfocadas neste trabalho.....	27
tabela 4.2 - Solubilidade de CO_2 em solução de açúcar à 15,5 ^o C e 1 atm de pressão.....	43
tabela 4.3 - Propriedades físicas da fase líquida dos experimentos com NaOH.....	45
tabela 4.4 - Propriedades físicas da fase líquida dos experimentos com DEA.....	47
tabela 4.5 - Propriedades físicas da fase gasosa de todos experimentos	48
tabela 5.1 - Dados de tensão superficial para a mistura DEA-ETG- H_2O e respectivas composições.....	57
tabela 5.2 - Resultados e principais condições experimentais tendo NaOH como reagente.....	61
tabela 5.3 - Resultados e principais condições experimentais tendo DEA como reagente.....	62
tabela 5.4 - Valores de expoentes de variáveis independentes em correlações para a_e	63
tabela 5.5 - As diferentes dependências da a_e em relação ao Re_c para cada valor de μ_L	72
tabela 5.6 - Área interfacial efetiva experimental e calculada pela equação (5.6).....	76

ÍNDICE DE FIGURAS

figura 4.1 - Esquema do equipamento utilizado.....	24
figura 5.1 - Força eletromotriz vs volume de titulante.....	53
figura 5.2 - pH vs volume de titulante.....	54
figura 5.3 - Primeira derivada da figura (5.1).....	55
figura 5.4 - Segunda derivada da figura (5.1).....	56
figura 5.5 - Variação da concentração de NaOH com o tempo.....	58
figura 5.6 - Curvas para obtenção da a_e para os experimentos com DEA.....	59
figura 5.7 - Área interfacial em função da viscosidade do líquido para experimentos com DEA.....	63
figura 5.8 - Influência da viscosidade do líquido na formação da a_e para uma velocidade superficial do gás de $7,63 \times 10^{-3} \text{ m/s}$ nos experimentos com DEA.....	66
figura 5.9 - Influência da viscosidade do líquido na formação da a_e para uma velocidade superficial do gás de $7,63 \times 10^{-3} \text{ m/s}$ nos experimentos com NaOH.....	66
figura 5.10 - Influência da viscosidade do líquido na formação da a_e para uma velocidade superficial do gás de $7,77 \times 10^{-2} \text{ m/s}$ nos experimentos com NaOH.....	67
figura 5.11 - Influência da viscosidade do líquido na formação da a_e para uma velocidade superficial do gás de $1,23 \times 10^{-1} \text{ m/s}$ nos experimentos com NaOH.....	67
figura 5.12 - Área interfacial em função da velocidade superficial do gás em diferentes μ_L	70
figura 5.13 - Dependência do Reynolds do gás em função da viscosidade.....	72
figura 5.14 - Comparação a_e predita equação (5.4) versus experimental.....	77
figura 5.15 - Comparação a_e predita equação (5.6) versus experimental.....	77

NOMENCLATURA

A^0	Concentração inicial do reagente presente na fase líquida	mol/m^3
A	Área de secção da coluna	m^2
a_{ac}	Área interfacial efetiva na absorção com reação química	m^2/m^3
a_{ap}	Área interfacial efetiva na absorção sem reação química	m^2/m^3
a_{di}	Área dinâmica	m^2/m^3
a_e	Área efetiva	m^2/m^3
a_{es}	Área estática	m^2/m^3
a_{max}	Área interfacial máxima	m^2/m^3
a_p	Área específica de uma partícula de recheio	m^2/m^3
A_p	Área superficial do conjunto de partículas do recheio	m^2
a_t	Área superficial específica do recheio seco	m^2/m^3
a_u	Área interfacial efetiva na vaporização	m^2/m^3
a_w	Área molhada	m^2/m^3
b	concentração de gás no líquido eq (3.9)	mol/m^3
C	parâmetro da equação (3.4)	
Ca	Número capilar da fase líquida $\left[\frac{\mu_L \cdot L}{\rho_L \cdot \sigma_L} \right]$	adimensional
C_i	Concentração de íons da espécie i	mol/m^3
Cl	Parâmetro de solubilidade obtido pela equação (4.17)	—
D	Difusividade	m^2/s
D_a	Difusividade do componente a (líquido) na fase líquida	m^2/s
D_b	Difusividade do componente b (gás) na fase líquida	m^2/s
D_{CO_2}	Difusividade do CO_2 na fase líquida	m^2/s
$D_{CO_2,G}$	Difusividade do CO_2 na mistura gasosa	m^2/s
D_G	Difusividade do CO_2 na mistura gasosa	m^2/s
$D_{CO_2,J}$	Difusividade do CO_2 no componente J	m^2/s
D_{DEA}	Difusividade da DEA na fase líquida	m^2/s

[DEA]	Concentração de DEA	$\frac{\text{mol DEA}}{\text{kg solução}}$
D_p	Diâmetro nominal do recheio	m
$d[R_e] / dt$	Taxa de variação da concentração do reagente	$\frac{\text{mol Reagente}}{\text{kg solução.s}}$
E	Fator de aumento	adimensional
E_i	Fator de aumento para reações irreversíveis e instantâneas	adimensional
Fr	Número de Froude $\left[\frac{L \cdot a_t}{\rho_L^2 \cdot g} \right]$	adimensional
g	aceleração da gravidade	m/s^2
h	Altura do leito empacotado	m
Ha	Número de Hatta $\left[\frac{k_1^{0,5} \cdot D^{0,5}}{k_L} \right]$	adimensional
He	Constante de Henry	$\text{atm.m}^3/\text{mol}$
He°	Constante de Henry para água pura	$\text{atm.m}^3/\text{mol}$
He_A°	Constante de Henry para a solução de água-açúcar	$\text{atm.m}^3/\text{mol}$
I	Força iônica da solução segundo equação (4.27)	—
Ka	Número de Kaptisa $\left[\frac{\rho_L \cdot \sigma_L^3}{\mu_L^4 \cdot g} \right]$	adimensional
k_G	Coefficiente de transferência de massa da fase gasosa	$\text{mol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$
$k_G \cdot a_e$	Coefficiente de transferência de massa volumétrico da fase gasosa	$\text{mol/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$
$K_G \cdot a_e$	Coefficiente global volumétrico de transferência de massa baseado nas concentrações da fase gasosa	$\text{mol/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$
K_h	Soma das contribuições dos íons e gás dissolvidos no líquido, segundo equação (4.28)	—
k_L	Coefficiente de transferência de massa da fase líquida	$\text{mol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$ ou m/s

$k_{L a e}$	Coeficiente de transferência de massa volumétrico da fase líquida	$\text{mol/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$
$k_{L R}$	Coeficiente de transferência de massa na fase líquida com reação química	m/s
K_T	Constante da reação	$1/\text{s}$
k_1	constante da reação de primeira ordem	$1/\text{s}$
L	Velocidade superficial mássica	$\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$
MM_1	Massa molecular do componente 1	kg/kgmol
MM_G	Massa molecular da mistura gasosa	kg/kgmol
m_{NO_2}	Solubilidade adimensional de NO_2 em solução de DEA - equação (4.20)	—
$M_{s o l}$	Massa de solução	kg
n	Número de partículas de recheio no leito	—
n_1	Valência dos íons da espécie 1	—
P	Pressão	atm
p	Pressão parcial do gás soluto no seio da fase gasosa	atm
\bar{p}	Pressão parcial média de CO_2 no seio da fase gasosa	atm
p_{atm}		atm
p_e	Pressão parcial de CO_2 no seio da fase gasosa na entrada da coluna	atm
p_s	Pressão parcial de CO_2 no seio da fase gasosa na saída da coluna	atm
$r(x, t)$	taxa de reação por unidade de volume na qual a reação está destruindo o gás soluto no tempo t e na distância x abaixo da superfície de contato	mol/m^3
R	Constante dos gases	$\frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$
R_a	Taxa de absorção do gás por unidade de volume do leito	$\frac{\text{mol CO}_2}{\text{m}^3 \cdot \text{s}}$
Re_G	Número de Reynolds do gás	$\left[\frac{u_G \cdot \rho_G}{a_t \cdot \mu_G} \right]$
Re_L	Número de Reynolds do Líquido	$\left[\frac{u_L \cdot \rho_L}{a_t \mu_L} \right]$

S_b	solubilidade do componente b (gás) na fase líquida	mol/m^3
t	Tempo	s
T	Temperatura	K
u_G	Velocidade superficial do gás	m/s
u_L	Velocidade superficial do líquido	m/s
V_{CO_2}/V_{SO_2}	dados da tabela (4.2)	$\text{m}^3_{CO_2}/\text{m}^3_{SO_2}$
V_{Mal}	Vazão Mássica do líquido	kg/s
VM_{DEA}	Volume molar de DEA na temperatura normal de ebulição	m^3/mol
VMG_e	Vazão molar do gás na entrada do leito	mol/s
V_p	Volume ocupado pela parte sólida de uma partícula de recheio	m^3
V_s	Volume ocupado pela parte sólida das partículas no leito recheado	m^3
V_t	Volume total do leito	m^3
W_e	Número de Weber $\left[\frac{L^2}{a_t \rho_L \sigma_L} \right]$	adimensional
%w	concentração mássica de açúcar em água	%mássica
x	Concentração molar de DEA	$\frac{\text{mol DEA}}{\text{kg solução}}$
x_i	Fração molar do componente i na mistura líquida	$\frac{\text{kgmol } i}{\text{kgmol mistura}}$
x	distância da superfície de contato	m
y	Concentração de etilenoglicol em base livre de DEA	% mássica
y_i	Fração molar do componente i na mistura gasosa	$\frac{\text{kgmol } i}{\text{kgmol mistura}}$
z	Concentração molar de água	$\frac{\text{mol}_2 \text{H O}}{\text{kg solução}}$
z	Número de moles do reagente (DEA ou NaOH) que reage com cada mol de CO_2	—
z	altura do leito recheado	m
z_i	Valência do íon i	—

LETRAS GREGAS

α	Parâmetro da equação (3.4)	
β	Parâmetro da equação (3.4)	
ϵ	Porosidade do leito	
μ	Viscosidade	kg/m.s
μ_G	Viscosidade do gás	kg/m.s
μ_L	Viscosidade do líquido	kg/m.s
ν	Viscosidade cinemática	m ² /s
ν_L	Viscosidade cinemática do líquido	m ² /s
ρ	Densidade	kg/m ³
ρ_G	Densidade do gás	kg/m ³
ρ_L	Densidade do líquido	kg/m ³
σ	Tensão superficial	N/m
σ_c	Tensão superficial crítica do material do recheio	mN/m
σ_L	Tensão superficial do líquido	mN/m
ϕ_i	Fator de associação do componente i	—
$\phi_{i,j}$	parâmetro equação (4.7)	—

CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO

A determinação da área interfacial efetiva de transferência de massa é de fundamental importância nos projetos de torres recheadas, principalmente para o cálculo da altura do leito recheado. Parte considerável da literatura disponível, particularmente os primeiros trabalhos, que estuda a transferência de massa em colunas de recheio faz uma abordagem onde a área efetiva e o coeficiente de transferência de massa são fundidos, constituindo-se no coeficiente de transferência de massa volumétrico. Inicialmente demonstrado por SHULMAN *et alii* (1955a, 1955b, 1955c) e posteriormente por vários outros autores (BRAVO & FAIR, 1982 e DELALOYE *et alii*, 1991) que as propriedades físicas e as condições hidrodinâmicas influenciam diferentemente o coeficiente de transferência de massa e a área interfacial efetiva, fazendo com que o efeito destas variáveis no processo de transferência de massa em colunas de recheio não possa ser completamente esclarecido sem dados experimentais para o coeficiente de transferência de massa e a área interfacial efetiva separadamente.

Embora o estudo da transferência de massa em colunas de recheio seja extenso, existem vários aspectos que foram pouco elucidados. Pode-se citar dois exemplos ilustrativos: (1) a influência da viscosidade da fase líquida na formação da área interfacial que apresenta diferenças nos vários estudos realizados com este fim (2) a influência da velocidade superficial da fase gasosa que foi pouco considerada nos diversos trabalhos.

Como outras propriedades físicas não sofreram variação sistemática e significativa nos trabalhos apresentados na literatura, um conhecimento mais adequado da influência destas variáveis é sem dúvida importante para um melhor projeto de equipamentos. Em particular no caso de processos envolvendo misturas com propriedades físicas ou condições operacionais distintas das usualmente testadas. Como exemplo pode-se citar o caso da separação de misturas azeotrópicas, ou com volatilidade relativa próxima a um, por destilação extrativa onde o terceiro componente, também denominado agente extrativo, apresenta baixa

volatilidade o que praticamente limita sua ação na fase líquida da mistura, como no caso da mistura água-etanol-etilenoglicol. O agente atua seletivamente elevando a volatilidade de um dos componentes da mistura, de tal maneira que o ponto azeotrópico desapareça.

O agente extrativo normalmente escolhido, apresenta além de baixa volatilidade em relação aos outros componentes, alta viscosidade. É também usual operar o equipamento a baixa taxa de refluxo. Estas características fazem com que a relação de vazões seja peculiar. Normalmente se encontram baixas vazões de gás para elevadas taxas de líquido. Como também o solvente é um componente da mistura de maior viscosidade e se encontra afastado do seu ponto de ebulição durante o processo, é comum que a viscosidade da fase líquida na destilação extrativa seja maior que nos processos normais de destilação.

Estas características que também podem ser comuns a outros processos, indicam a necessidade de um estudo mais aprofundado da influência destas variáveis na formação da área interfacial efetiva de transferência de massa em situações pouco consideradas na literatura.

CAPÍTULO II - OBJETIVOS

- 1 - Estudar a influência da viscosidade da fase líquida na formação da área interfacial efetiva de transferência de massa.
- 2 - Estudar a influência das condições de escoamento das fases líquida e gasosa sobre a formação da área interfacial efetiva de transferência de massa.
- 3 - Obter uma correlação para a determinação da área interfacial efetiva de transferência de massa, especialmente para misturas viscosas sob condições de baixa velocidade superficial.

CAPÍTULO III - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

III.1 - AREA INTERFACIAL EFETIVA EM COLUNAS DE RECHEIO

Encontra-se disponível na literatura uma grande quantidade de trabalhos abordando o estudo da transferência de massa em colunas de recheio para contato gás-líquido. Em sua maioria, esses trabalhos resultam em correlações que preveem o coeficiente de transferência de massa volumétrico para as fases líquida ($k_L a_e$) e gasosa ($k_G a_e$). A tabela (3.1) apresenta os expoentes de alguns dos principais parâmetros das correlações presentes na literatura.

A abordagem fundamentada no coeficiente volumétrico mascara a influência de parâmetros relevantes neste fenômeno de transferência de massa. Pode-se citar como exemplo esclarecedor o efeito da viscosidade da fase líquida: seu aumento causa uma redução do nível de turbulência desta fase e conseqüentemente diminui o coeficiente de película respectivo (k_L); por outro lado, como foi observado por MANGERS & PONTER (1980a), seu aumento melhora a molhabilidade do recheio além de provocar uma elevação na quantidade de líquido retido no leito recheado, exercendo, desta forma, uma influência positiva na formação da área interfacial efetiva de transferência de massa (a_e).

Observando-se a tabela (3.1) fica clara a concordância das diversas equações quanto a influência da difusividade, expressando a consolidação do teor explicativo da teoria da penetração e de suas variantes no esclarecimento do efeito deste parâmetro sobre o coeficiente de película. Já a densidade (ρ_L), a viscosidade (μ_L) e a tensão superficial (σ_L) da fase líquida apresentam uma maior dispersão dos expoentes encontrados, que variam, em alguns casos de valores positivos a negativos.

Tais resultados fortalecem a observação de BRAVO & FAIR (1982) quanto a necessidade de um tratamento independente para k_L e a_e , sem dúvida uma aproximação mais realista da descrição do fenômeno de transferência de massa em colunas de recheio para contato gás-líquido.

Autores	D	L	μ_L	ρ_L	σ_L
SHERWOOD & HOLLOWAY (1940)	+0,74	+0,54	-0,28	-0,50	0
v.KREVELEN & HOF TIJZER (1947) ¹	+0,67	+0,67	+1,00	+0,33	0
DAVIDSON (1959)	+0,50	+0,33	-0,16	-0,17	0
NORMAN (1961)	+0,50	+0,75	-0,25	-0,50	0
ONDA et alii (1968)	+0,50	+0,92	-0,88	+0,16	-0,26
MOHUNTA (1969) ¹	+0,50	+0,75	-1,03	+0,28	0
ZECH & MERSMANN (1979) ¹	+0,50	+0,67	-0,50	+0,133	-0,35
MANGERS & PONTER(1980a)	+0,50	+0,80	-0,80	-0,27	+0,065
BOLLES & FAIR (1982)	+0,50	variável	-0,50	+0,50	0
BILLET & SHULTES(1988) ¹	+0,50	+0,733	+0,033	-0,017	-0,75
DELALOYE et alii(1991)	+0,50	+0,76	-0,52	0	0

1. citado em DELALOYE et alii (1991)

tabela 3.1 - Valores de expoentes de variáveis independentes em correlações de $k_L a_e$

No estudo da área de transferência de massa é importante notar a existência de três tipos de áreas, a saber; área específica do recheio seco ou superficial (a_t), área molhada por unidade de volume do leito (a_w) e área interfacial efetiva de transferência de massa (a_e).

A primeira representa a porção exposta do recheio quando o leito se encontra seco, e pode ser determinada à partir das dimensões das partículas individuais e da porosidade do leito. A área molhada (a_w) depende da capacidade de retenção de líquido apresentada pela coluna, sendo representada pela fração de área específica do recheio que permanece coberta pelo líquido nas condições de operação da coluna. Finalmente a área interfacial efetiva (a_e), como o próprio nome indica, é aquela por meio da qual realmente se dá o contato eficiente entre as fases, e é responsável pela transferência de massa.

SHULMAN et alii (1955b) deixam claro as diferenças entre as áreas molhada e efetiva, observando que com a diminuição do

tamanho do recheio ocorre o aumento da área molhada, tendo efeito contrário na área efetiva, pois com a diminuição do tamanho do recheio há um aumento na quantidade de líquido não circulante, que à partir do momento que ocorre o equilíbrio com a fase gasosa torna-se marginal ao processo de transferência de massa.

É bastante aceitável que a retenção de líquido na coluna recheada esteja fortemente ligado à área interfacial efetiva. Dois tipos de retenções encontram-se discutidos na literatura; estático e dinâmico, estando relacionados à formação das áreas de mesmo nome, sendo a soma destas a máxima área interfacial efetiva para transferência de massa, que corresponde a área molhada (JESSER *et alii*, 1943; SHULMAN *et alii*, 1955a), representada na equação (3.1).

$$a_w = a_{max} = a_{es} + a_{di} \quad (3.1)$$

onde

a_w = área molhada (m^2/m^3).

a_{max} = área máxima (m^2/m^3).

a_{es} = área estática (m^2/m^3).

a_{di} = área dinâmica (m^2/m^3).

Os trabalhos de YOSHIDA & KOYANAGI (1962), ONDA *et alii* (1968b), BOLLES & FAIR (1982) e de SHULMAN *et alii* (1955c) fazem uma discussão quanto as diferenças existentes entre as áreas efetivas de transferência de massa dos diversos processos realizados em colunas de recheio. Excluindo-se a análise puramente quantitativa, e partindo para uma análise qualitativa baseada nos conceitos de área estática e dinâmica, PURANIK & VOGELPOHL (1974) observaram que: a área efetiva para a vaporização é composta tanto da superfície do líquido que se move, retenção dinâmica, quanto da superfície do líquido semiestagnado em bolsões, retenção estática. Para a absorção sem reação química as porções de líquidos semiestagnados tendem a se saturar rapidamente, e como consequência tornam-se inativos para a transferência de massa,

sendo a área interfacial efetiva para este processo a área dinâmica. Para a absorção com reação química a área interfacial efetiva depende da velocidade da reação, o que por sua vez depende da concentração do reagente, podendo assim, ter uma área interfacial tanto igual à área molhada quanto à área dinâmica

III.2 - CORRELAÇÕES EMPÍRICAS PARA ÁREA INTERFACIAL EFETIVA.

A literatura contém diversas correlações para a área interfacial efetiva de colunas de recheio oriundas de diferentes metodologias, processos e sistemas.

ONDA *et alii* (1968a) propõem uma correlação para a área molhada assumindo a igualdade entre esta e a área interfacial efetiva de transferência de massa, podendo ser aplicada dentro de um erro de $\pm 20\%$ para colunas empacotadas com anéis de Raschig, celas de Berl e esferas feitas de cerâmica. No trabalhos seguinte, ONDA *et alii* (1968b), confirmaram a aplicabilidade desta correlação para vaporização de água, absorção de gases sem reação química em solventes orgânicos e expande sua utilização para destilação. É apresentada a seguir a correlação proposta por estes autores.

$$\frac{a_w}{a_t} = 1 - \exp \left[-1,45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0,75} \cdot \left(\frac{L}{a_t \cdot \mu_L} \right)^{0,1} \cdot \left(\frac{L^2 \cdot a_t}{\rho_L^2 \cdot g} \right)^{-0,05} \left(\frac{L^2}{\rho_L \cdot \sigma_L \cdot a_t} \right)^{0,2} \right] \quad (3.2)$$

onde

a_w = área molhada, m^2/m^3 .

a_t = área superficial do recheio seco, m^2/m^3 .

σ_c = tensão superficial crítica do material do recheio, mN/m.

σ_L = tensão superficial do líquido, mN/m.

L = velocidade superficial mássica do líquido, $kg/m^2 \cdot s$.

μ_L = viscosidade do líquido, kg/m.s.

ρ_L = densidade do líquido, kg/m³.

g = aceleração da gravidade, m/s².

BRAVO & FAIR (1982) desenvolveram uma metodologia baseada no modelo da dupla resistência. Integrando a equação do fluxo total conjuntamente com as definições dos números de unidade de transferência de massa de cada fase, os autores obtiveram uma equação onde a área interfacial efetiva poderia ser calculada conhecendo-se os coeficientes de transferência de massa de cada fase.

Utilizando um banco de dados de 231 operações, cobrindo 11 sistemas de destilação, os autores propuseram uma correlação para o cálculo da área interfacial efetiva de transferência de massa contendo 96% dos valores calculados dentro de um erro de $\pm 20\%$, fazendo algumas considerações:

(a) - a área interfacial efetiva deveria ser proporcional à taxa de líquido, isto é, sendo incrementada a velocidade líquida deveria ocorrer uma melhor molhabilidade do recheio, ondulando a superfície do filme e causando uma renovação mais efetiva dos líquidos estagnados;

(b) - sistemas com menores tensões superficiais deveriam proporcionar maior molhabilidade, além de levar à formação de gotículas de menor diâmetro, aumentando a área efetiva. Por outro lado, menores tensões superficiais fariam com que o filme líquido se separasse mais facilmente do recheio em taxas de escoamento de gás mais elevadas, reduzindo a eficiência do leito recheado;

(c) - o aumento da energia cinética do gás tenderia a aumentar a área efetiva, pois esta causa ondulações na superfície do líquido, dispersão de gotas e borbulhamento no líquido.

Baseados nestas considerações a correlação que melhor

decreveu o comportamento dos dados foi:

$$a_e = 0,498a_t \cdot \left(\frac{\sigma_L^{0,5}}{z^{0,4}} \right) \cdot \left(Ca_L \cdot Re_G \right)^{0,392} \quad (3.3)$$

onde;

Ca_L = Número capilar adimensional, que é a relação entre as forças viscosas e as forças de tensão superficial; $\mu_L \cdot L / \rho_L \cdot \sigma_L$

Re_G = Número de Reynolds da fase gasosa, que é a relação entre as forças inerciais e as forças viscosas; $6 \cdot G / a_t \cdot \mu_G$.

z = altura do leito empacotado; m.

σ_L = tensão superficial da fase líquida; mN/m .

Outra correlação que aparece na literatura é a proposta por RIZZUTI *et alii* (1981), que visava estudar mais a fundo a influência da viscosidade do líquido na área interfacial efetiva. Para isto foram utilizados dois sistemas para absorção com reação química; (1) CO_2 em solução de carbonato-bicarbonato tendo arsenito como catalizador e açúcar, que foi adicionado em diferentes quantidades para alterar a viscosidade da solução, porém não alterando a cinética química do sistema; (2) ozônio em solução aquosa básica de fenol. A cinética de absorção dos sistemas tinham sido previamente estudadas, de tal forma que a área efetiva pudesse ser prontamente calculada. Os autores utilizaram o modelo da superfície renovada de um só parâmetro introduzido por DANCKWERTS (1951).

Os valores da área interfacial efetiva foram calculados usando-se os gráficos de Danckwerts, cujo método foi desenvolvido por JOOSTEN & DANCKWERTS (1973).

Para a absorção de CO_2 foram realizadas quatro séries de corridas sendo o fator de diferenciação entre elas a viscosidade do líquido. Dentro de cada série variou-se a vazão volumétrica de líquido na faixa de $1,2 \times 10^{-6}$ a $9,8 \times 10^{-6}$ m^3/s . Utilizou-se uma coluna de vidro de 37 mm de diâmetro interno recheada com anéis de

vidro (10 x 11 mm).

Todos os dados foram correlacionados em uma equação da seguinte forma:

$$a_e = C \cdot v_L^\alpha \cdot u_L^\beta \quad (3.4)$$

onde;

C , α , β , parâmetros obtidos por regressão.

v_L = viscosidade cinemática do líquido; m^2/s .

u_L = velocidade superficial do líquido; m/s .

resultando em:

$$a_e = 39 \cdot v_L^{0,70} \cdot u_L^{0,326} \quad (3.5)$$

Esta equação explicita a dependência da área efetiva interfacial em relação à viscosidade cinemática da fase líquida e a velocidade superficial do líquido para a coluna recheada utilizada no trabalho.

A grande influência da viscosidade do líquido dentro das condições experimentais empregadas fica evidenciada.

PURANIK & VOGELPOHL (1974) apresentaram uma correlação generalizada para a área interfacial efetiva dos processos de vaporização, absorção com ou sem reação química e valores para a área superficial molhada em termos de números adimensionais. A análise dos valores da área efetiva interfacial foram baseadas nos conceitos de área dinâmica e estática, os quais procuram representar o mecanismo de transferência de massa para os casos acima. Foi utilizado um banco de dados, extraído da literatura, de resultados experimentais para 61 sistemas distintos. Realizando

uma análise estatística, foram propostas as seguintes correlações:

$$\left(\frac{a_e}{a_t} \right) = 1,045 \cdot (Re_L)^{0,041} \cdot (We)^{0,133} \cdot \left(\frac{\sigma}{\sigma_c} \right)^{-0,182} \quad (3.6)$$

$$\left(\frac{a_{es}}{a_t} \right) = 0,229 - 0,0091 \cdot \ln \left(\frac{We}{Fr} \right) \quad (3.7)$$

sendo:

$$\frac{a_e}{a_t} = \frac{a_v}{a_t} = \frac{a_w}{a_t} = \frac{a_{ac}}{a_t} = \left(\frac{a_{ap}}{a_t} + \frac{a_{es}}{a_t} \right) \quad (3.8)$$

onde;

a_e = área interfacial efetiva ; m^2/m^3 .

a_v = área interfacial efetiva na vaporização; m^2/m^3 .

a_{ac} = área interfacial efetiva na absorção com reação química; m^2/m^3 .

a_{ap} = área interfacial efetiva na absorção sem reação química; m^2/m^3 .

Re_L = número de Reynolds; $u_L \cdot \rho_L / a_t \cdot \mu_L$.

We = número de Weber; $L^2 / a_t \cdot \rho_L \cdot \sigma_L$

Fr = número de Froude; $L \cdot a_t / \rho_L^2 \cdot g$

O erro médio da área predita foi de 12,5% e um erro máximo de $\pm 20\%$.

A equação (3.7) indica que existe um valor crítico para (We/Fr) no qual a área estática será zero. Esta equação também indica que com o aumento da a_t , aumento de σ_L ou um decréscimo de ρ_L a área estática aumenta.

A tabela (3.2) apresenta os expoentes destas correlações e de outras presentes na literatura que preveem a_e . Pode-se observar que todas as correlações apresentam um efeito positivo da velocidade superficial mássica do líquido. Por sua vez, a tensão superficial do líquido aparece nas correlações com um efeito negativo; todavia o valor do expoente varia em uma ampla faixa (-0,95 a -0,108).

As influências da densidade e viscosidade do líquido não ficam claras, apresentando nas diversas correlações valores negativos e positivos para seus expoentes. Para a densidade temos uma variação entre -1,026 a +1,00. Os expoentes propostos para a viscosidade do líquido variam de -0,5 a +0,7.

Em verdade, poucos foram os trabalhos realizados com o objetivo de verificar, mais precisamente, a influência de cada propriedade física em particular, na formação da a_e .

Autores	L	μ_L	ρ_L	σ_L
V.KREVELEN & HOFTIJZER (1947) ²	+1,00	0	+1,00	0
ONDA <i>et alli</i> (1968)	+0,40	-0,10	-0,30	-0,95
ZECH & MERSMANN (1979) ²	+0,50	-0,50	+0,45	-0,45
BRAVO & FAIR (1982)	+0,392	+0,392	-0,392	-0,108
RIZZUTI <i>et alli</i> (1981)	+0,326	+0,70	-1,026	0
PURANIK & VOGELPOHL (1974)	+0,307	-0,041	-0,133	-0,315
BILLET & SHULTES (1988) ²	+0,40	-0,20	+0,55	-0,75

2. citado em Delaloye *et alli* (1991)

tabela 3.2 - Valores de Expoentes de Variáveis Independentes em Correlações de a_e

III.3 - ABSORÇÃO COM REAÇÃO QUÍMICA EM COLUNAS DE RECHEIO

Uma determinação indireta da área interfacial efetiva pode ser feita utilizando-se absorção com reação química.

A equação geral para a absorção com reação química é:

$$D_b \frac{\delta b}{\delta x^2} = \frac{\delta b}{\delta t} + r(x,t) \quad (3.9)$$

onde;

D_b = difusividade do gás (b) no líquido, m^2/s .

$r(x,t)$ = taxa de reação por unidade de volume na qual a reação está destruindo o gás soluto no tempo t e na distância x abaixo da superfície de contato.

b = concentração do gás soluto no líquido, mol/m^3 .

x = distância abaixo da superfície de contato, m .

t = tempo, s .

Na resolução da equação acima assume-se que a temperatura e as quantidades físico-químicas como a solubilidade, difusividade e a constante de reação mantêm-se uniformes e constantes.

O desenvolvimento desta equação depende de vários fatores;

- modelo adotado para o fenômeno de transferência de massa;
- tipo de reação: reversível ou irreversível;
- ordem da reação: primeira, pseudo-primeira, segunda ...;
- regime de reação: lenta, rápida ou instantânea.

O mais importante parâmetro para a determinação da área interfacial efetiva pelo método químico é o número de Hatta (Ha), apresentado à seguir;

$$Ha = \frac{\sqrt{k_1 \cdot D_b}}{K_L} \quad (3.10)$$

onde;

Ha = número de Hatta, adimensional.

k_1 = constante de reação de primeira ordem, $1/s$.

D_b = difusividade do gás (b) no líquido, m^2/s .

k_L = coeficiente de transferência de massa da fase líquida, m/s .

O número de Hatta é o critério que determina se a reação ocorre completamente no seio da fase líquida ou completamente na interface com o gás ou em ambos, isto é, a proporção entre a quantidade de gás dissolvido que reage próximo a superfície e a quantidade de gás que penetra no seio do líquido sem ser consumido pela reação.

O número de Hatta define tanto a ordem como o regime da reação; se aproximadamente $Ha^2 \gg 1$, toda reação ocorre na interface enquanto se aproximadamente $Ha^2 \ll 1$ a reação ocorre no seio da fase líquida (CHARPENTIER, 1982).

Para estimar a área interfacial efetiva em contactores gás-líquido com sistemas reativos viscosos, o número de Hatta deve ser maior que 2 (DANCKWERTS, 1970), garantindo que a taxa de absorção esteja relacionada com a área interfacial efetiva. Outro critério é estabelecido pela cinética da reação que deve ser de pseudo-primeira ordem ($k_1 = k_2 \cdot A^0$). Fisicamente isto significa que a difusão do reagente presente na fase líquida (A) é suficientemente rápida, evitando que cause alguma diminuição significativa de sua concentração perto da interface. Para satisfazer estas duas condições o número de Hatta tem que estar compreendido dentro da seguinte faixa;

$$2 < Ha \ll E_1 \quad (3.11)$$

Onde E_1 é o fator de aumento para reações irreversíveis e instantâneas, isto é, o valor limite do fator de aumento (E) que é a relação da taxa média de absorção na presença de reação pela taxa média de absorção sem reação, definido por:

$$E = \frac{\sqrt{M \frac{E_i - E}{E_i - 1}}}{\operatorname{tanh} \sqrt{M \frac{E_i - E}{E_i - 1}}} \quad (3.12)$$

onde;

$$M = \frac{D_A \cdot k_2 \cdot A^0}{K_L^2} = \operatorname{Ha}^2 \quad (3.13)$$

$$E_i = \sqrt{\frac{D_b}{D_a}} + \sqrt{\frac{D_a}{D_b}} \cdot \frac{A^0}{n \cdot S_b} \quad (3.14)$$

Quando se opera com colunas de recheio e a resistência a transferência de massa não é desprezível em nenhuma das fases, é possível determinar a área interfacial efetiva pelo método químico adotando-se o modelo do duplo filme, além de satisfazer as condições apresentadas na equação (3.11). Desta forma utiliza-se a seguinte equação:

$$\frac{p}{Ra} = \frac{1}{a_e} \cdot \left(\frac{1}{k_G} + \frac{He}{\sqrt{D_b \cdot K_T}} \right) \quad (3.15)$$

onde,

p = pressão parcial do gás soluto no seio da fase gasosa, atm.

Ra = taxa de absorção do gás soluto por unidade de volume, $\text{mol}/\text{m}^3 \cdot \text{s}$

k_G = coeficiente de película da fase gasosa, $\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$.

He = constante de Henry, $\text{atm} \cdot \text{m}^3/\text{mol}$.

K_T = constante da reação, $1/\text{s}$.

III.4 - REAÇÕES QUÍMICAS PARA DETERMINAÇÃO DA a_e .

III.4.1 - CO₂ com dietanolamina em solução aquosa de etilenoglicol

OYEVAAR *et alii* (1990) estudaram a reação entre gás carbônico (CO₂) e dietanolamina (DEA) em solução aquosa de etilenoglicol (ETG) à 25^oC, dentro de toda faixa de concentrações, conseguindo uma variação da viscosidade da fase líquida de 0,9 a 40 kg/m.s pela mudança de concentração tanto do etilenoglicol quanto da dietanolamina. A cinética da reação foi determinada através de experimentos de transferência de massa utilizando um reator agitado em escala laboratorial. A influência da reversibilidade da reação na taxa de transferência de massa foi estudada, observando-se que à pressões parciais de CO₂ inferiores a 3 kPa, esta pode ser desprezada.

A cinética da reação foi estudada tendo como base o mecanismo de "zwitterion" originalmente proposto por CAPLOW (1968) obtendo os seguintes resultados;

- a contribuição da formação de bicarbonato na taxa total constante de reação (K_T) pode ser desprezada,
- a contribuição dos íons de hidroxila e a água na desprotonação do zwitterion pode ser desprezada, assim;

$$K_T = \frac{[DEA]}{\frac{1}{k_2} + \frac{1}{k_{DEA}^* \cdot [DEA]}} \quad (3.16)$$

onde;

$$k_{DEA}^* = \frac{k_2 \cdot k_{DEA}}{k_{-1}} \quad (3.17)$$

A razão k_{DEA}/k_{-1} , a qual representa a relação entre a constante de desprotonação (k_{-1}) com a constante de primeira ordem da reação reversa (k_{DEA}), pode ser calculada pela combinação dos valores de k_2 e k_{DEA}^* . Esta relação não apresenta uma clara

dependência com a concentração de ETG e varia em torno do valor de $4 \text{ m}^3/\text{mol}$.

Na tabela (3.3) aparecem os parâmetros cinéticos para a reação entre o CO_2 e DEA em soluções aquosas de ETG à 298K.

ETG% (massa)	k_2 ($\text{m}^3/\text{mol}\cdot\text{s}$)	$k_2 k_{\text{DEA}}/k_{-1}$ ($\text{m}^6/\text{mol}\cdot\text{s}^2$)	k_{DEA}/k_{-1} (m^3/mol)
0	3,24	$7,07 \times 10^{-4}$	2,18
20	1,35	$8,12 \times 10^{-4}$	6,01
40	1,26	$6,33 \times 10^{-4}$	5,02
60	1,28	$3,15 \times 10^{-4}$	2,46
80	0,48	$2,00 \times 10^{-4}$	4,17
100	0,27	$1,75 \times 10^{-4}$	6,48

tabela 3.3 - Parâmetros cinéticos para a reação entre CO_2 e DEA em solução aquosa de ETG à 298 K

O valor de k_2 na solução de DEA em solventes com ETG contendo 20, 40 e 60% em massa é um fator 2,5 menor do que o valor $3,24 \text{ m}^3/\text{mol}\cdot\text{s}$ para a água e decresce até $0,27 \text{ m}^3/\text{mol}\cdot\text{s}$ para soluções contendo 100% em massa de ETG. A constante cinética k_{DEA}^* mantém-se constante em torno do valor $7,0 \text{ m}^6/\text{mol}^2\cdot\text{s}$ em soluções com até 40% em massa de ETG e para altos valores decresce rapidamente até valores próximos de $2,0 \text{ m}^6/\text{mol}^2\cdot\text{s}$.

A concentração de DEA variou de 400 a $2500 \text{ mol}/\text{m}^3$, tendo uma conversão causada pela reação dentro da faixa de 2 a 20%.

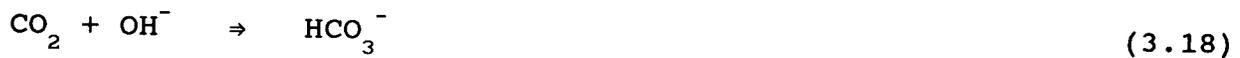
Outro fator importante estudado pelos autores foi a influência da reversibilidade na taxa de transferência de massa. Os autores concluíram que com pressões parciais de CO_2 abaixo de 3 kPa a reversibilidade pode ser desprezada, contanto que H_a mantenha-se maior que 2.

Os valores das propriedades físico-químicas necessárias neste estudo serão obtidas por correlações propostas na literatura.

OYEVAAR *et alii* (1989) propuseram correlações empíricas para a densidade, viscosidade, solubilidade e difusividade de CO₂ em soluções de dietanolamina-água-etilenoglicol à 298 K.

III.4.2 - CO₂ com Hidróxido de sódio

A reação entre CO₂ e ions hidroxila se dá em dois estágios;



Sendo o segundo estágio uma reação iônica, e conseqüentemente muito rápida, a velocidade da reação é determinada pelo primeiro estágio. Para uma reação de pseudo-primeira ordem a concentração de ions hidroxila é constante. A constante de reação pode ser obtida em função das concentrações de ions presentes na mistura. PORTER *et alii* (1966) baseando-se no trabalho de PINSENT *et alii* (1956) utiliza a seguinte equação para calcular a constante da reação:

$$\log K_T = 13,635 - (2895/T) + 0,132.I \quad (3.20)$$

com

$$I = 0,5 \cdot \sum (C_i \cdot n_i) \quad (3.21)$$

onde,

T = temperatura em K

C_i = concentração de ions da espécie i, mol/m³

n_i = valência dos ions da espécie i

CAPÍTULO IV - MATERIAL E MÉTODOS

IV.1 - DESCRIÇÃO DO EQUIPAMENTO UTILIZADO

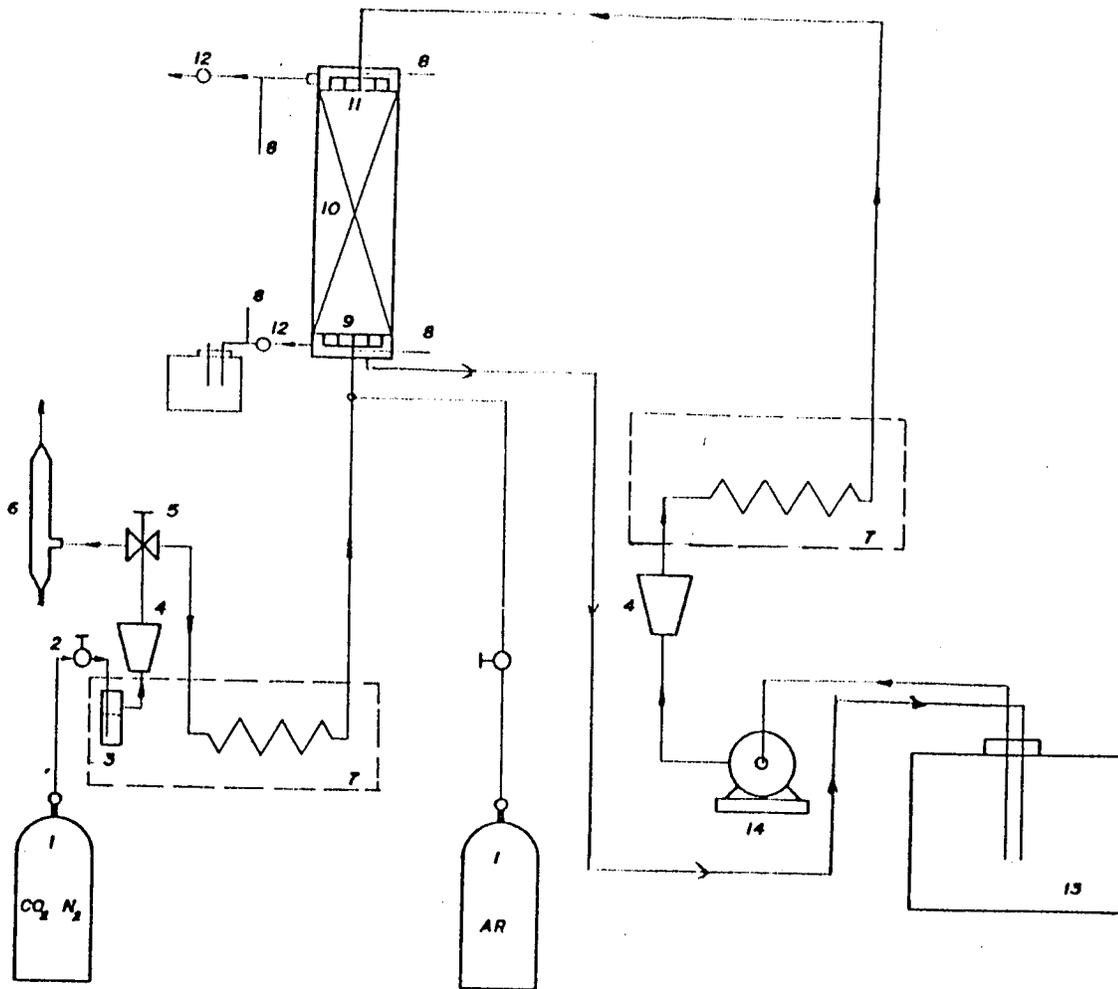
Para realização dos experimentos de absorção com reação química foi utilizada uma coluna de vidro pyrex, constituída de três peças: corpo principal com diâmetro interno de 78 mm e comprimento de 1,30 m e duas outras partes conectadas nas extremidades da primeira por juntas esmerilhadas, apropriadas para a introdução das fases líquida (parte superior) e gasosa (parte inferior), além de ser equipada com locais adequados para a colocação de termômetros. A figura (4.1) apresenta um esquema do equipamento.

A coluna foi empacotada com anéis de Raschig de vidro de diâmetro nominal de 7 mm, obtendo assim um relação de aproximadamente 1/11 do diâmetro da coluna. Deste modo se evita tanto a formação de caminhos preferenciais devido a não uniformidade do leito, quanto a grande quantidade de espaços vazios próximo à parede da coluna, como foi mostrado por BACKER *et alii* (citado por CALDAS & LACERDA, 1988).

Na elaboração do projeto do equipamento outros detalhes foram importantes para garantir a boa qualidade dos dados obtidos. A saber: acessórios como distribuidor de líquido e outros que garantissem a minimização dos efeitos finais e a maximização do desempenho da coluna.

Utilizando um leito com altura de 1,15 m, uma grade suporte plana de teflon com área livre de 40% e alimentando as fases líquida e gasosa bem próximo à extremidade do leito, assegurou-se que a absorção ocorrida fora do leito recheado fosse desprezível quando comparada com a taxa total de absorção.

A maximização do desempenho foi garantida graças ao tipo de distribuidor inicial utilizado - chuveiro com orifícios uniformemente arranjados - e a redistribuição do líquido ao longo do leito, executada por dois discos de teflon perfurados com área livre de 40%. Para a colocação destes discos respeitou-se a altura



- 1 CILINDRO
- 2 VÁLVULA DE CONTROLE
- 3 SATURADOR
- 4 ROTÂMETRO
- 5 VALVULA DE 3 VIAS
- 6 BOLHÔMETRO
- 7 BANHO TERMOSTÁTICO
- 8 TOMADAS DE TEMPERATURA
- 9 DISTRIBUIDOR DE GÁS
- 10 COLUNA RECHEADA
- 11 DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO
- 12 RETIRADA DE AMOSTRAS
- 13 RESERVATÓRIO ALIMENTAÇÃO LÍQUIDA
- 14 BOMBA PERISTÁLTICA

fig 4.1 - Esquema do equipamento utilizado.

máxima de seis diâmetros da coluna sem redistribuidores recomendada por CALDAS & LACERDA (1988), para que não ocorram problemas de má distribuição. Além disso, o fato dos anéis de Raschig apresentarem grande superfície lateral, propicia que parcela importante do fluxo total escoe ao redor da mesma, acarretando também uma melhora na redistribuição de líquido, como observado por MANGERS & PONTER (1980b).

A fase líquida constituída de dietanolamina (DEA), etilenoglicol (ETG) e água destilada no primeiro conjunto de experimentos e de hidróxido de sódio (NaOH), açúcar e água destilada no segundo conjunto, foi recirculada continuamente, procedimento necessário para uma determinação confiável da variação da concentração do reagente (DEA ou NaOH) e, portanto, da taxa de absorção do gás por unidade de volume do leito (R_a). Para recircular o líquido foi utilizada uma bomba peristáltica equipada com controlador de velocidade da marca Cole-Palmer, que possibilitou um controle muito seguro da vazão, e um erlenmeyer localizado entre a saída da coluna e a bomba peristáltica, contendo um agitador magnético para homogeneizar a solução que cumpriu a função de pulmão. Antes de ser introduzida na coluna a mistura passava por um trocador de calor. A temperatura da corrente líquida era medida por dois termômetros inseridos nas tubulações de entrada e saída da coluna, garantindo assim a manutenção da temperatura de operação da coluna (25°C). Durante os experimentos observou-se uma variação máxima de $0,5^{\circ}\text{C}$ entre essas duas temperaturas.

Um septo de silicone para a inserção de seringas, localizado após a bomba peristáltica e, conseqüentemente, após o pulmão permitiu a retirada de amostras de líquido a intervalos regulares.

A fase gasosa empregada tinha composição de 2,5% de gás carbônico (CO_2) e 97,5% de nitrogênio (N_2). Foram utilizados cilindros de 8 m^3 de capacidade, sendo a mistura gasosa confeccionada pelas empresas White Martins e Oxigênio do Brasil com padrão calibração, acompanhada de análise cromatográfica.

Antes de ser introduzida na coluna passava por um borbulhador, onde era saturada com vapor de água à 25^oC . A seguir passa por um rotâmetro previamente calibrado e era então alimentada na parte inferior da coluna, através de um distribuidor. A mistura gasosa era retirada no topo da coluna, sendo borbulhada em uma solução de NaOH com fenolftaleína, com o objetivo de confirmar a presença de CO₂ na corrente de saída.

IV.2 - PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL

A intenção inicial do trabalho era estudar a influência das propriedades físicas e da velocidade superficial do gás na formação da área efetiva, procurando aproximar as condições operacionais estudadas daquelas prevalecentes na destilação extrativa. A necessidade de recorrer a um outro sistema (NaOH-açúcar-H₂O) reduziu a possibilidade de uma variação mais ampla da tensão superficial. Deste modo, em termos de propriedades físicas este estudo se concentrou na influência da viscosidade da fase líquida.

Quanto a velocidade superficial do gás, a maioria dos estudos da formação da área empregam um único valor ou então a variam em uma faixa limitada, com valores normalmente situados acima da região de interesse da destilação extrativa. DANCKWERTS & SHARMA (1966), por exemplo, empregaram velocidades do gás na faixa de 0,1 a 1,0 m/s; CHARPENTIER (1982) apresenta valores na faixa de 0,07 a 0,1 m/s. RIZZUTI *et alii* (1981) utilizaram valores de menor magnitude para a velocidade superficial do gás, situados na faixa de $1,68 \times 10^{-2}$ a $2,32 \times 10^{-2}$ m/s. Em concordância com este procedimento normalmente empregado, poucas correlações incluem a fluidodinâmica do gás como um dado relevante na formação da área efetiva.

Além de empregar misturas com viscosidade acima das que se encontra com frequência em processos de destilação convencional, a relação de velocidade superficial das fases líquida e gasosa na destilação extrativa é também peculiar. O emprego de um solvente de baixa volatilidade e a possibilidade de operar o equipamento a

baixa taxa de refluxo diminuem sensivelmente a vazão de gás comparativamente a do líquido. Para exemplificar é interessante citar o trabalho de NICOLETTI (1991), que estudou a destilação extrativa água-etanol-etilenoglicol em colunas de recheio em escala de laboratório. Empregou velocidades superficiais do gás de 0,04 a 0,2 m/s, com 75% dos resultados obtidos sendo determinados a uma velocidade superficial menor que 0,1 m/s.

Com base nestas considerações foi estabelecida como faixa de estudo as condições operacionais apresentadas na tabela (4.1). As faixas de valores escolhidos para a velocidade do gás (u_G) e viscosidade do líquido (μ_L) foram expandidas para melhor determinar sua influência. A faixa de velocidades superficiais do líquido (u_L) segue a região normalmente estudada em trabalhos anteriores da literatura.

	intervalo
μ_L (10^{-3} kg/m.s)	1 - 20
u_G (m/s)	0,008 - 0,2
u_L (10^{-3} m/s)	0,5 - 15

tabela 4.1 - Faixas de estudo das principais variáveis independentes enfocadas neste trabalho

Uma vez definida a faixa de interesse foram escolhidas diferentes combinações de μ_L e u_G . Para cada uma dessas combinações foi necessário garantir as condições de reação de pseudo-primeira ordem. Isto foi possível pela manipulação da u_L , a qual afeta o número de Hatta através do coeficiente de película da fase líquida (k_L).

Para isto foi desenvolvido um programa computacional, que calculava todas as propriedades físicas das fases líquida e gasosa, as constantes de reação, os números adimensionais que definem as condições de pseudo-primeira ordem e os coeficientes de película das fases líquida e gasosa (empregando as equações desenvolvidas por ONDA *et alii*, 1968a). A listagem dos programas

para os dois reagentes (DEA e NaOH) se encontram no apêndice A.

IV.3 - PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A fase gasosa empregada, com 2,5% de CO₂, garantiu a irreversibilidade da reação entre o CO₂ e a DEA. Por outro lado esta baixa concentração impossibilitou a realização de experimentos sem a recirculação da fase líquida. Desta forma uma carga pré-determinada de mistura líquida (M_{sol}) era colocada no pulmão no início de cada experimento, sendo recirculada continuamente. Durante a realização dos experimentos não era acrescentada quantidade alguma de mistura líquida; apenas de tempos em tempos retiravam-se amostras, possibilitando acompanhar a queda linear de concentração do reagente. A taxa de absorção do gás por unidade de volume de leito empacotado (R_a) foi calculada através da taxa de decréscimo da concentração do reagente (moles do reagente / (kg de solução .segundo)) observada nos experimentos. Esta metodologia de determinação da taxa de absorção com recirculação foi desenvolvida por PORTER, KING & VARSHNEY (1966), quando estudaram a formação da área interfacial efetiva em colunas de prato, utilizando absorção com reação química entre CO₂ e NaOH.

Em função dos resultados de área interfacial obtidos utilizando como reagente a DEA, não terem sido totalmente satisfatórios, optamos por realizar um outro conjunto de experimentos com NaOH, cuja cinética de reação e propriedades físicas já estão bem determinadas (DANCKWERTS, 1970). No entanto, utilizando NaOH a possibilidade de variação das propriedades físicas foi menor, em especial da tensão superficial.

A metodologia empregada para a determinação da concentração do reagente nas amostras retiradas durante os experimentos, que está descrita no item IV.5, forneceu resultados em que o desvio entre uma medida e sua repetição alcançava valores máximos na ordem de 0,2%.

As condições de operação de cada experimento eram determinadas de forma que a reação fosse rápida e de pseudo-primeira ordem. Essas condições foram estabelecidas com auxílio do programa computacional desenvolvido, descrito no item IV.2. Um procedimento padrão foi desenvolvido para garantir que os experimentos ocorressem da maneira desejada.

Conhecendo os parâmetros de operação do experimento a ser realizado, fornecidos pelo programa, o primeiro passo era a preparação da mistura líquida. Pesava-se a massa a ser adicionada de cada componente (reagentes com padrão analítico e água destilada). A concentração final sofria uma correção devido à presença de água nos outros componentes, previamente detectada por titulação Karl Fisher. Ao serem misturados e homogeneizados, ocorria um ligeiro aquecimento da solução. Esta era imediatamente isolada do contato com o ar; evitando que ocorresse tanto a reação com o CO_2 do ar quanto a absorção de água, e acondicionada em um banho termostatizado à 25°C . A quantidade de mistura normalmente elaborada era de 3,0kg.

A obtenção das propriedades físicas das soluções de DEA-ETG- H_2O e NaOH-açúcar- H_2O , necessárias neste estudo, estão apresentadas no item IV.7.

Durante o espaço de tempo necessário para a mistura estabilizar-se na temperatura requerida, regulava-se a bomba peristáltica na velocidade superficial do líquido escolhida para o experimento, através da medição de sua vazão mássica com o auxílio de uma balança de precisão e um cronômetro. Obtinha-se a velocidade superficial com o auxílio da seguinte equação:

$$u_L = V_{m a l} / (A \cdot \rho_L) \quad (4.1)$$

onde

u_L = velocidade superficial do líquido, m/s .

$V_{m a l}$ = vazão mássica do líquido, kg/s .

A = área de secção da coluna, m^2 .

ρ_L = densidade da fase líquida, kg/m^3 .

Com auxílio de uma seringa retirava-se aproximadamente 20 ml de solução para a realização de uma titulação com ácido clorídrico padrão, verificando-se assim se a concentração inicial dos reagentes (DEA ou NaOH) estava dentro dos padrões pré-determinados.

Parte da mistura elaborada era então transportada para o pulmão (erlenmeyer), acionando-se em seguida a bomba peristáltica. Com isto a mistura recirculava durante poucos minutos antes de serem abertas as válvulas do gás. Pesando-se a quantidade de mistura restante, era possível conhecer a massa utilizada no experimento.

O experimento propriamente dito tinha início ao retirar-se a primeira amostra (tempo = 0 s) e ao serem acionadas simultaneamente as válvulas de controle de vazão do gás, ajustando-as no valor determinado. A vazão de líquido era mantida muito próxima de um valor constante graças ao ótimo controle oferecido pela bomba peristáltica utilizada, marca Cole Palmer, modelo 6020, com controlador separado de velocidade. A vazão de gás, por sua vez além de contar com uma válvula micrométrica que também mantinha o seu valor bem constante, era controlada por um rotâmetro pré-calibrado.

A intervalos regulares de tempo, durante a realização do experimento, retiravam-se amostras, que eram tituladas com ácido clorídrico padrão, possibilitando acompanhar o decréscimo de concentração dos reagentes (DEA ou NaOH) com o tempo. Durante todo experimento um acompanhamento contínuo da temperatura das correntes de entrada e saída da fase líquida era realizado, conjuntamente com as vazões de entrada das fases líquida e gasosa.

Para as corridas onde o reagente era a DEA, o tempo médio de duração era de aproximadamente duas horas, retirando-se amostras de vinte em vinte minutos. Já para os experimentos com NaOH o

tempo médio de duração foi de trinta minutos, retirando-se amostras em intervalos de 5 minutos. Esta diferença de metodologia encontra respaldo na diferença dos valores da constante de reação (K_T) para cada caso, que esta na ordem de sete vezes (Danckwerts, 1970).

Terminado o experimento, iniciava-se a limpeza da coluna, utilizando-se água destilada e solução sulfocrômica, com posterior secagem da coluna através de um fluxo de ar, fornecido por dois compressores. Este procedimento garantiu a completa retirada de resíduos da solução utilizada no último experimento, já que na seqüência de cálculos utilizada para determinação da área interfacial efetiva a massa empregada no experimento é um dos dados necessário.

IV.4 - MATERIAL UTILIZADO

As soluções utilizadas (DEA-ETG-H₂O ou NaOH-açúcar-H₂O) para alimentação da coluna eram preparadas a partir de produtos com padrão analítico (tipo P.A.), água destilada e açúcar comercial. As soluções de ácido clorídrico eram preparadas a partir de ácido clorídrico fumegante (tipo P.A.), padronizadas por titulação com carbonato de sódio (tipo P.A.). Este era anteriormente desidratado em mufla a 270^oC durante uma hora, sendo resfriado em um dessecador. Como indicador empregava-se alaranjado de metila 0,1%.

As titulações Karl Fisher foram realizadas em um aparelho da marca METROHM, modelo E 408 A-MH, usando solução Karl Fisher marca Merck (solução única, isenta de piridina, Art.9258) e metanol anidro, marca Merck, como solvente. As determinações foram feitas por titulação direta, seguindo o procedimento indicado no catálogo do aparelho.

IV.5 - DETERMINAÇÃO DA COMPOSIÇÃO DAS AMOSTRAS

Neste item é apresentado o método utilizado para a construção das curvas necessárias à determinação do ponto final da titulação

potenciométrica com ácido clorídrico (HCl) 1N. Este método foi utilizado na determinação da concentração da DEA e do NaOH nas amostras retiradas no experimento. Estas curvas encontram-se representadas nas figuras (5.1) , (5.2) , (5.3) e (5.4) do item V.1, que apresentam os resultados.

As duas primeiras curvas foram construídas por meio de uma titulação realizada gota a gota, isto é, procurava-se adicionar sempre uma mesma quantidade de titulante (HCl) anotando-se o volume utilizado do titulante, a força eletromotriz e o pH da solução que estava sendo titulada. Com estes dados foi possível construir os gráficos das curvas que representam a força eletromotriz (fem) versus volume de titulante e pH versus volume de titulante. Estas curvas apresentam um ponto de inflexão que corresponde ao ponto de viragem da titulação ou ponto de equivalência. Este ponto pode ser determinado com grande precisão já que na curva que representa a segunda derivada em relação ao volume, da curva da força eletromotriz versus o volume de titulante, o ponto de equivalência corresponde ao zero entre os pontos de máximo (positivo) e mínimo (negativo). Com este volume determinou-se o pH correspondente ao ponto de viragem, através do gráfico e/ou por interpolação.

Nas titulações de DEA e NaOH foram empregados adicionalmente alaranjado de metila e fenolftaleína, respectivamente, como indicadores.

Todas as titulações, aproximadamente quinhentas, foram realizadas com auxílio de um potenciômetro marca DIGIMED, modelo TE 902, equipado com eletrodo de vidro. Ele fornecia os valores da força eletromotriz, permitindo obter com mais precisão o volume do titulante (HCl) correspondente ao ponto de viragem.

IV.6 - OBTENÇÃO DA ÁREA SUPERFICIAL ESPECÍFICA DO RECHEIO SECO E ÁREA DE SECÇÃO DA COLUNA

Definida a altura do leito (1,15m), o primeiro passo foi

determinar o seu volume total (V_t). Utilizando-se água a uma temperatura conhecida e adicionando-se uma quantidade controlada, em massa, até a altura desejada, foi possível determinar o volume total (V_t) do leito através da densidade da água, tabelada no Manual do Engenheiro Químico (PERRY E CHILTON, 1986). A partir do V_t calculou-se uma área (média) de secção da coluna (A).

A área superficial específica do recheio é obtida através da seguinte equação:

$$a_t = n \cdot A_p / V_t \quad (4.2)$$

ou

$$a_t = (1 - \varepsilon) \cdot a_p \quad (4.3)$$

obtida por:

$$\varepsilon = 1 - V_s / V_t \quad (4.4)$$

$$a_p = A_p / V_p \quad (4.5)$$

$$n = V_s / V_p \quad (4.6)$$

onde

a_t = área superficial do recheio seco, m^2/m^3 .

n = número de partículas no leito.

A_p = área superficial das partículas, m^2 .

V_t = volume total do leito, m^3 .

ε = porosidade do leito.

a_p = área específica da partícula, m^2/m^3 .

V_s = volume ocupado no leito pela parte sólida das partículas, m^3 .

V_p = volume ocupado pela parte sólida de uma partícula, m^3 .

Fazendo a medida dos diâmetros interno e externo e do comprimento de 40 partículas, foi possível obter-se uma área média superficial (A_p) e o volume ocupado pela parte sólida (V_p) de uma

partícula. Pela equação (4.5) pode-se então calcular a área específica da partícula (a_p). Os valores médios do diâmetro externo e do comprimento determinados eram próximos de 7mm, valor este adotado como diâmetro nominal do recheio (D_p). O próximo passo foi determinar a porosidade do meio (ϵ). Repetindo a mesma seqüência de etapas utilizada na determinação da área de secção, apenas diferenciado pelo fato de o leito estar agora recheado, consegue-se obter o volume ocupado no leito pela parte sólida das partículas (V_s) e pela equação (4.4) a porosidade do leito (ϵ). E finalmente a área específica do recheio seco (a_t) é obtida pela equação (4.3) .

Na operação de empacotamento do leito a coluna era em primeiro lugar preenchida com água; a partir daí punhados de anéis (aproximadamente 50 de cada vez) eram introduzidos. Este procedimento, muito utilizado na literatura (MANGERS & PONTER, 1980b), garante uma distribuição espacial do recheio perfeitamente aleatória. Posteriormente ar comprimido a alta vazão era borbuhlado na coluna para auxiliar a compactação do leito.

IV.7 - DETERMINAÇÕES E ESTIMATIVAS DAS PROPRIEDADES FÍSICAS

IV.7.1 - FASE GASOSA

a) **Viscosidade da Mistura Gasosa**

A teoria de Chapman-Enskog pode ser estendida para determinação da viscosidade de uma mistura gasosa multicomponente a baixas pressões. Com o auxílio da aproximação de Wilke (1950), que despreza os efeitos de segunda ordem, obtem-se as seguintes expressões (REID *et alii* 1988):

$$\mu_G = \sum_{i=1}^n \frac{Y_i \cdot \mu_i}{\sum_{j=1}^n Y_j \cdot \phi_{ij}} \quad (4.7)$$

$$\phi_{ij} = \frac{[1 + (\mu_i/\mu_j)^{1/2} \cdot (MM_j/MM_i)^{1/4}]^2}{[8 + (1 + MM_i/MM_j)]^{1/2}} \quad (4.8)$$

$$\phi_{j1} = \frac{\mu_j}{\mu_1} \cdot \frac{MM_1}{MM_j} \cdot \phi_{1j} \quad (4.9)$$

onde

μ_1 = viscosidade do componente i, kg/m.s .

MM_1 = massa molecular do componente i, kg/kmol .

y_1 = fração molar do componente i .

b) Peso Específico da Mistura Gasosa

A fase vapor foi considerada ideal (1 atm e 25°C). O peso específico da mistura é obtida pelo emprego da lei dos gases ideais, que rearranjada pode ser apresentada como:

$$\rho_G = \frac{P \cdot MM_G}{R \cdot T} \times 10^3 \quad (4.10)$$

$$MM_G = \sum_{i=1}^n y_i \cdot MM_i \quad (4.11)$$

onde

ρ_G = peso específico da mistura gasosa, kg/m³ .

P = pressão do sistema, atm .

MM_G = massa molecular média da mistura gasosa, kg/kmol .

R = constante dos gases ideais, m³.atm/mol.K .

T = temperatura do sistema, K .

c) Coeficiente de Difusão do CO₂ na Fase Gasosa

Uma simples relação, também conhecida como lei de Blanc, é apresentada por REID *et alii* (1988) para misturas ternárias onde a concentração de um dos componentes é baixa, assim:

$$D_{CO_2,G} = \sum_{j=1}^2 \frac{Y_j}{D_{CO_2,j}} \quad (4.12)$$

onde

$D_{CO_2,G}$ = coeficiente de difusão do CO₂ na mistura gasosa, m²/s.

$D_{CO_2,j}$ = coeficiente de difusão do CO₂ no componente j, m²/s.

Os coeficientes de difusão do CO₂, tanto na água quanto no nitrogênio foram obtidos da tabela 11.2 do REID *et alii* (1988). Seus valores são:

$$D_{\text{CO}_2, \text{N}_2} = 1,67 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}.$$

$$D_{\text{CO}_2, \text{H}_2\text{O}} = 1,88 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}.$$

IV.7.2 - FASE LÍQUIDA

IV.7.2.1 - Mistura DEA-ETG-H₂O

Para a mistura DEA-ETG-H₂O quase todas as propriedades físicas necessárias neste estudo (densidade, viscosidade, solubilidade e difusividade do CO₂) foram obtidas por correlações empíricas específicas propostas por OYEVAAR *et alii* (1989). A tensão superficial foi determinada por uma correlação empírica desenvolvida neste trabalho e a difusividade da DEA na fase líquida foi estimada pela equação modificada de Wilke e Chang (citada por REID *et alii* 1988).

a) Viscosidade da Mistura Líquida

0% de ETG

$$\ln \mu_L = -0,1135 + 2,572 \times 10^{-1} \cdot x + 4,694 \times 10^{-2} \cdot x^2 \quad (4.13)$$

20, 40 e 60% de ETG

$$\begin{aligned} \ln \mu_L = & -0,1439 + 3,8 \times 10^{-1} \cdot x - 2,928 \times 10^{-2} \cdot x^2 + 2,039 \times 10^{-2} \cdot y + \\ & 8,12 \times 10^{-5} \cdot y^2 - 2,181 \times 10^{-4} \cdot x \cdot y + 1,31 \times 10^{-3} \cdot x^2 \cdot y - \\ & 8,946 \times 10^{-6} \cdot x \cdot y^2 + 7,595 \times 10^{-6} \cdot x^2 \cdot y^2 \end{aligned} \quad (4.14)$$

80 e 100% ETG

$$\begin{aligned} \ln \mu_L = & -0,8344 - 3,671 \times 10^{-1} \cdot x + 2,561 \times 10^{-1} \cdot x^2 + 3,697 \times 10^{-2} \cdot y - \\ & 3,378 \times 10^{-6} \cdot y^2 + 1,941 \times 10^{-2} \cdot x \cdot y - 6,08 \times 10^{-3} \cdot x^2 \cdot y - \\ & 1,286 \times 10^{-4} \cdot x \cdot y^2 + 3,633 \times 10^{-5} \cdot x^2 \cdot y^2 \end{aligned} \quad (4.15)$$

onde

x = concentração de DEA em $\text{mol}_{\text{DEA}}/\text{kg}_{\text{sol}}$.

y = concentração de ETG em porcentagem de massa (base livre de DEA).

b) Peso Específico da Mistura Líquida

0, 20, 40, 60, 80, 100% de ETG

$$\rho_L = 0,9958 + 1,555 \times 10^{-2} \cdot x - 1,141 \times 10^{-3} \cdot x^2 + 1,534 \times 10^{-3} \cdot y - 3,627 \times 10^{-6} \cdot y^2 - 2,959 \times 10^{-4} \cdot x \cdot y + 7,29 \times 10^{-5} \cdot x^2 \cdot y + 1,656 \times 10^{-6} \cdot x \cdot y^2 - 8,725 \times 10^{-7} \cdot x^2 \cdot y^2 \quad (4.16)$$

c) Solubilidade do CO_2 na Mistura Líquida

A solubilidade do CO_2 em soluções de aminas não pode ser determinada diretamente devido a reação química entre os componentes. Devido a similaridade entre o CO_2 e o NO_2 quanto à estrutura eletrônica, o volume molecular e a própria configuração, a solubilidade do CO_2 foi estimada por analogia com o NO_2 conforme o conjunto de equações apresentadas abaixo, desenvolvidas por OYEVAAR *et alii* (1989):

$$\text{solubilidade adimensional de } \text{CO}_2 \text{ em solução de amina} = C_1 \cdot (\text{solubilidade adimensional de } \text{NO}_2 \text{ em solução de amina}) \quad (4.17)$$

O valor da constante C_1 é determinada pela relação entre as solubilidades de CO_2 e NO_2 em soluções compostas pelos solventes puros ($\text{ETG}-\text{H}_2\text{O}$) sem a amina (DEA):

$$C_1 = \frac{\text{solubilidade do } \text{CO}_2 \text{ no solvente puro}}{\text{solubilidade do } \text{NO}_2 \text{ no solvente puro}} \quad (4.18)$$

sendo

$$C_1 = 1,34 + 6,58 \times 10^{-3} \cdot y - 1,57 \times 10^{-4} \cdot y^2 + 8,59 \times 10^{-7} \cdot y^3 \quad (4.19)$$

$$m_{\text{NO}_2} = 0,687 + 1,4 \times 10^{-2} \cdot x - 2,69 \times 10^{-3} \cdot y + 2,89 \times 10^{-7} \cdot y^3 + 8,16 \times 10^{-3} \cdot z + 1,18 \times 10^{-4} \cdot z^2 \quad (4.20)$$

onde

z = concentração de H_2O em mol_{H_2O}/kg_{sol} .

m_{NO_2} = solubilidade adimensional de NO_2 em solução de DEA, definida por $m_{NO_2} = He_{NO_2}/R.T$, (onde He = constante de Henry).

d) Coeficiente de Difusão do CO_2 na Mistura Líquida

Partindo da equação modificada de Einstein-Stokes e de dados de difusividade do CO_2 em soluções aquosas de ETG, OYEVAAR *et alii* (1989) propõem as seguintes equações para determinação do coeficiente de difusão de CO_2 em soluções de DEA-ETG- H_2O :

$$\begin{aligned} (D_{CO_2})_{ETG-H_2O} = & 1,98 - 3,17 \times 10^{-11} \cdot y + 3,0 \times 10^{-13} \cdot y^2 + \\ & 1,51 \times 10^{-15} \cdot y^3 \end{aligned} \quad (4.21)$$

$$(D_{CO_2} \cdot \mu_L^{0,8})_{ETG-H_2O} = (D_{CO_2} \cdot \mu_L^{0,8})_{DEA-ETG-H_2O} \quad (4.22)$$

onde

D_{CO_2} = difusividade do CO_2 na fase líquida, m^2/s .

e) Tensão Superficial da Mistura Líquida

Os dados experimentais foram obtidos através de um tensiômetro "Contact Angle and Adsorption Measuring System K12C" e um banho termostático. Este equipamento possui uma placa de platina acoplada a uma balança analítica interna. Esta placa é mergulhada e retirada da solução medida a uma velocidade controlada. A força dinâmica criada por este processo pode ser medida e o ângulo de contato de avanço e regresso calculado.

Cada mistura foi colocada no tensiômetro em recipientes de vidro próprios para o aparelho. Esperou-se trinta minutos para o equilíbrio de temperatura, quando foram feitas três leituras que apresentavam uma diferença nunca superior a 1%. Utilizando os valores médios das leituras e as concentrações dos reagentes como dados de entrada para o procedimento de regressão linear do software SAS, obteve-se uma correlação da tensão superficial em função das concentrações de ETG e DEA apresentada na equação

(4.23), com coeficiente de correlação de 0,9877 (R).

$$\begin{aligned} \sigma_L = & 84,6988 - 33,6762.x + 10,5152.x^2 - 1,2005.y \\ & + 9,1021 \times 10^{-3}.y^2 + 1,5611.x.y - 4,817 \times 10^{-1}.x^2.y \\ & - 1,3619 \times 10^{-2}.x.y^2 + 4,2414 \times 10^{-3}.x^2.y^2 \end{aligned} \quad (4.23)$$

onde

σ_L = tensão superficial da fase líquida, mN/m .

x = concentração de DEA em mol_{DEA}/kg_{sol} .

y = %ETG em porcentagem de massa em base livre de DEA.

f) Coeficiente de Difusão da DEA na Mistura Líquida

Para estimar esta propriedade física foi utilizada a equação modificada de Wilke-Chang (1955) para misturas multicomponentes, também sugerida por REID *et alii* (1988), apresentada a seguir:

$$D_{DEA} = 7,4 \times 10^{-8} \cdot \frac{(\phi M)^{1/2} \cdot T}{\mu_L \cdot VM_{DEA}^{0,6}} \quad (4.24)$$

$$\phi M = \sum_{i=1}^2 x_i \cdot \phi_i \cdot MM_i \quad (4.25)$$

onde

VM_{DEA} = volume molar da DEA na temperatura normal de ebulição, m³/mol .

x_i = fração molar do componente i na mistura líquida.

MM_i = massa molecular do componente i, kg/mol .

ϕ_i = fator de associação do componente i, adimensional.

Convém relembrar que esta propriedade não faz parte da sequência de cálculos para determinação da área interfacial e tampouco influencia sua formação, aparecendo apenas no cálculo do fator de aumento (E_i), que é o parâmetro superior para que a reação seja de pseudo-primeira ordem.

IV.7.2.2 - Mistura NaOH-açúcar-H₂O

a) Viscosidade da Mistura Líquida

As medidas de viscosidades foram feitas utilizando-se um viscosímetro do tipo Cannon-Fenske, marca Cannon, de vários modelos conforme a viscosidade da mistura. As determinações foram feitas em função do tempo de escoamento da mistura, seguindo o procedimento indicado no catálogo do equipamento. Obtinha-se inicialmente a viscosidade cinemática (ν) da mistura em centistokes através da multiplicação do tempo de escoamento em segundos pela constante do viscosímetro. Para se obter a viscosidade (μ) em centipoise multiplicava-se a viscosidade cinemática obtida pelo peso específico da mistura em gramas por mililitros. Todas as medidas foram feitas com auxílio de um banho termostático à 25°C. As misturas utilizadas para a determinação da viscosidade, assim como para a determinação das outras propriedades, foram as próprias soluções empregadas nos experimentos de absorção.

b) Peso Específico da Mistura Líquida

Para a determinação da densidade foram utilizados picnômetros previamente calibrados, conhecendo-se desta forma seu peso e volume. Cada mistura foi colocada em dois picnômetros e estabilizadas em banho termostático a 25°C. Após a estabilização os picnômetros eram pesados, obtendo-se por diferença a massa de mistura utilizada e desta a densidade da mistura. A pesagem era realizada em uma balança analítica. Se a diferença entre as duas medidas não estivesse na ordem de décimos de miligrama - última casa de precisão do equipamento - mais uma medida era realizada. Os valores utilizados são a média destas determinações.

c) Tensão Superficial da Mistura Líquida

Foi utilizada a mesma metodologia empregada para a mistura DEA-ETG-H₂O, sem porém obter uma correlação, fazendo medidas apenas das misturas empregadas nos experimentos.

d) Solubilidade do CO₂ na Mistura Líquida

A solubilidade de gases em soluções eletrolíticas pode ser estimada pelo método de VAN KREVELEN & HOFTIJZER, baseado no método originalmente proposto por SETCHENOW, citado por DANCKWERTS

(1970). Este método relaciona as constantes da lei de Henry na solução e na água pela seguinte expressão:

$$\log\left(\frac{He}{He^0}\right) = K_h \cdot I \quad (4.26)$$

onde He^0 é o valor da constante de Henry na água; I é a força iônica da solução e K_h é a soma das contribuições dos ions presentes e do gás, definidas por:

$$I = 0,5 \cdot \left(\sum C_i \cdot z_i\right) \quad (4.27)$$

$$K_h = k_{h+} + k_{h-} + k_{hG} \quad (4.28)$$

onde

C_i = concentração do ion i , mol/m³ .

z_i = valência do ion i

Os valores de k_{h+} , k_{h-} e k_{hG} são apresentados por DANCKWERTS (1970) nas tabelas (1-5), (1-6) e (1-7), tendo os seguintes valores para o caso aqui estudado:

$$k_{h+} = 0,091 \text{ l/g}$$

$$k_{h-} = 0,066 \text{ l/g}$$

$$k_{hG} = -0,019 \text{ l/g}$$

He^0 foi obtido do trabalho de OYEVAAR *et alii* (1989), correspondendo a:

$$He^0 = 3,0929 \times 10^{-2} \text{ atm.m}^3/\text{mol}$$

Nas soluções que continham açúcar, foi necessária fazer uma correção no valor de He^0 (He_A^0). Para isto, foram utilizados os dados de solubilidade do CO₂ em solução água-açúcar apresentados por VON LOESECKE (1949), citado por JACOBS (1959). A unidade de solubilidade utilizada pelo autor, e conseqüentemente os dados fornecidos, é de volume de CO₂ dissolvido / volume de solução (V_{co2}/V_{sol}). Além disso os dados são referentes a soluções com

concentração de açúcar de 1% a 13% em massa (%w) à 15,5^oC e 1 atm. Utilizando a lei dos gases ideais para o CO₂ e a definição da constante de Henry, obtem-se a seguinte equação:

$$He_A^0 = (V_{co2}/V_{sol}) \cdot R.T \quad (4.29)$$

onde

He_A^0 = constante de Henry do CO₂ na solução de água-açúcar, atm.m³/mol.

(V_{co2}/V_{sol}) = volume de CO₂ dissolvido / volume de solução, m³_{co2}/m³_{sol}.

assim obtemos:

$$\frac{He_A^0}{He^0} = \frac{(V_{co2}/V_{sol})}{(V_{co2}/V_{sol})_{agua}} \quad (4.30)$$

mas para a água a 15,5^oC e 1 atm, sabemos que $(V_{co2}/V_{sol})_{agua} = 1$ logo:

$$\frac{He_A^0}{He^0} = (V_{co2}/V_{sol}) \quad (4.31)$$

Admite-se que a relação das constantes de Henry é só função da concentração de açúcar, mas é independente da temperatura e da pressão. É conhecido o valor de He^0 para a temperatura e pressão utilizada neste trabalho. Desta forma é possível ajustar uma curva para os dados de (V_{co2}/V_{sol}) versus a concentração de açúcar em fração mássica (%w). Utilizando o procedimento de regressão linear do software SAS, obteve-se a correlação apresentada na equação (4.32), com coeficiente de correlação de 0,996.

$$\frac{He_A^0}{He^0} = -7,767 \times 10^{-3} \cdot \%w + 1,0042 \quad (4.32)$$

Combinando as equações (4.26) e (4.32) e rearranjando seus

termos obtemos a seguinte equação para a constante de Henry para soluções que contém açúcar.

$$(He) = (He^0) \cdot (- 7,767 \times 10^{-3} \cdot \%w + 1,0042) \cdot \exp(K_h \cdot I) \quad (4.33)$$

As soluções utilizadas neste trabalho têm concentrações de açúcar superiores as do trabalho de JACOBS (1959), porém a boa correlação obtida, com coeficiente de correlação de 0,996, foi a melhor correção possível para a presença do açúcar.

A tabela (4.2) apresenta os dados de VON LOESECKE (1949), citado por JACOBS (1959).

%açúcar	(V_{CO_2}/V_{sol})
1,0	0,995
2,0	0,989
3,0	0,982
4,0	0,975
5,0	0,967
6,0	0,959
7,0	0,951
8,0	0,943
9,0	0,936
10,0	0,928
11,0	0,918
12,0	0,907
13,0	0,902

tabela 4.2 - Solubilidade do CO₂ em soluções de açúcar à 15,5°C e 1 atm de pressão

e) Coeficiente de Difusão do CO₂ na Mistura Líquida

O valor estimado para a difusividade foi obtido pela equação desenvolvida por NIJSING, HENDRIKSZ & KRAMERS (citado por PORTER, KING & VARSHNEY, 1966) baseada em experimentos realizados para a determinação da difusividade do CO₂ em soluções aquosas de sulfato de sódio e sulfato de magnésio. Os autores assumem que a equação

pode ser utilizada em soluções aquosas de hidróxido de sódio, obtendo bons resultados:

$$\left(D_{\text{CO}_2} \right)_{\text{sol}} = \left(D_{\text{CO}_2} \right)_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \left(\frac{\mu_{\text{H}_2\text{O}}}{\mu_{\text{L}}} \right)^{0,85} \quad (4.34)$$

A viscosidade da água ($\mu_{\text{H}_2\text{O}}$) e a difusividade do CO_2 na água ($(D_{\text{CO}_2})_{\text{H}_2\text{O}}$) foram obtidas do trabalho de OYEVAAR *et alii* (1989). Seus valores são:

$$\mu_{\text{H}_2\text{O}} = 0,8927 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}$$

$$\left(D_{\text{CO}_2} \right)_{\text{H}_2\text{O}} = 1,98 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

f) Coeficiente de Difusão do NaOH na Mistura Líquida

A razão entre as difusividades: $r = D_{\text{OH}^-} / D_{\text{CO}_2}$, em soluções de NaOH, é de 1,67 à 20^oC, de acordo com NIJSING (citado por ONDA *et alii*, 1968a). E esse valor foi usado, assumindo-se que r era independente da temperatura na faixa até 25^oC.

As tabelas (4.3) e (4.4) apresenta as propriedades físicas da fase líquida de cada experimento de NaOH e DEA, respectivamente, calculadas e/ou determinadas pelos métodos apresentados.

PROP. FÍSICAS	EXPERIMENTOS					
	I	II	III	IV	V	VI
ρ_L (kg/m ³)	1061,5	1061,5	1061,5	1061,5	1061,5	1061,5
μ_L (10 ⁻³ kg/m.s)	1,0944	1,1519	1,1519	1,1519	1,1519	1,1519
D_{CO_2} (10 ⁻⁹ m ² /s)	2,3543	2,4591	2,4591	2,4591	2,4591	2,4591
S_{CO_2} (mol/m ³)	0,5609	0,5310	0,5799	0,4734	0,5201	0,4534
σ_L (mN/m)	55,01	55,01	55,01	55,01	55,01	55,01

TABELA 4.3 - Propriedades físicas da fase líquida dos experimentos com NaOH.

PROP. FÍSICAS	EXPERIMENTOS					
	VII	VIII	XI	X	XI	XII
ρ_L (kg/m ³)	1086,2	1086,2	1102,7	1102,7	1114,9	1114,9
μ_L (10 ⁻³ kg/m.s)	1,4924	1,4924	1,6466	1,6466	2,9533	2,9533
D_{CO_2} (10 ⁻⁹ m ² /s)	3,3317	3,1986	3,3317	3,0646	5,4743	5,4743
S_{CO_2} (mol/m ³)	0,6088	0,5385	0,4087	0,5800	0,6024	0,5805
σ_L (mN/m)	55,92	55,92	55,92	55,92	57,12	57,12

TABELA 4.3 - Continuação.

PROP. FÍSICAS	EXPERIMENTOS					
	XIII	XIV	XV	XVI	XVII	XVIII
ρ_L (kg/m ³)	1114,9	1194,8	1194,8	1194,8	1194,8	1194,8
μ_L (10 ⁻³ kg/m.s)	2,9533	4,8570	4,8570	4,8570	4,8570	4,8570
D_{CO_2} (10 ⁻⁹ m ² /s)	5,4743	8,3556	8,3556	8,3556	8,3556	8,3556
S_{CO_2} (mol/m ³)	0,4498	0,5834	0,5333	0,4921	0,3853	0,3937
σ_L (mN/m)	57,12	93,38	63,38	63,38	63,38	63,38

TABELA 4.3 - Continuação.

PROP. FÍSICAS	EXPERIMENTOS					
	XIX	XX	XXI	XXII	XXIII	XXIV
ρ_L (kg/m ³)	1219,8	1219,8	1219,8	1248,6	1248,6	1248,6
μ_L (10 ⁻³ kg/m.s)	9,7447	9,7447	9,7447	19,200	19,200	19,200
D_{CO_2} (10 ⁻⁹ m ² /s)	15,101	15,101	15,101	26,876	26,876	26,876
S_{CO_2} (mol/m ³)	0,5734	0,6106	0,5628	0,5656	0,6126	0,5730
σ_L (mN/m)	65,97	65,97	65,97	69,36	69,36	69,36

TABELA 4.3 - Continuação.

PROP. FÍSICAS	EXPERIMENTOS					
	I	II	III	IV	V	VI
ρ_L (kg/m ³)	1023,6	1025,0	1032,3	1007,8	1095,5	1007,8
μ_L (10 ⁻³ kg/m.s)	2,004	1,928	1,777	1,139	19,67	1,141
D_{CO_2} (10 ⁻⁹ m ² /s)	1,0806	1,0307	1,1699	1,6294	0,2848	1,6284
S_{CO_2} (mol/m ³)	0,7074	0,6989	0,6932	0,7572	0,6799	0,7571
σ_L (mN/m)	64,48	62,15	59,92	64,10	51,83	64,06

TABELA 4.4 - Propriedades físicas da fase líquida dos experimentos com DEA.

PROP. FÍSICAS	EXPERIMENTOS		
	VII	VIII	IX
ρ_L (kg/m ³)	1099,1	1080,9	1061,3
μ_L (10 ⁻³ kg/m.s)	14,722	7,127	4,113
D_{CO_2} (10 ⁻⁹ m ² /s)	0,3751	0,5166	0,6514
S_{CO_2} (mol/m ³)	0,7126	0,6164	0,6220
σ_L (mN/m)	50,35	55,13	57,75

TABELA 4.4 - Continuação.

A tabela (4.5) apresenta as propriedades físicas da fase vapor, observando que estas permaneceram constantes em todos os experimentos realizados.

PROP. FÍSICAS	
ρ_G (kg/m ³)	0,9438
μ_G (10 ⁻³ kg/m.s)	1,8903
$D_{CO_2, G}$ (10 ⁻⁵ m ² /s)	1,7137

tabela 4.5 - Propriedades físicas da fase gasosa de todos os experimentos

IV.8 - CÁLCULO DA ÁREA INTERFACIAL EFETIVA DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Apresenta-se a seguir a sequência de cálculos empregados para obtenção da área interfacial efetiva de transferência de massa (a_e) à partir dos dados experimentais levantados.

⇒ taxa de absorção de CO₂ por unidade de volume de leito empacotado (Ra):

$$Ra = (d[Re]/dt) \cdot M_{sol} / (z \cdot A \cdot h) \quad (4.35)$$

onde

Ra = taxa de absorção por unidade de volume de leito empacotado, molCO₂/m³.s .

d[Re]/dt = taxa de variação de concentração dos reagentes, molRe/kg_{sol}.s (dado experimental).

M_{sol} = massa de solução, kg .

z = número de moles do reagente reagindo com cada mol de CO₂; z = 2 tanto para reação com DEA como para NaOH

A = área de secção da coluna, m².

h = altura do leito empacotado, m .

⇒ coeficiente global volumétrico de transferência de massa ($K_G a_e$):

$$\frac{1}{K_G a_e} = \frac{\bar{p}}{Ra} \quad (4.36)$$

$$\bar{p} = \frac{p_e + p_s}{2} \quad (4.37)$$

$$p_s = p_{atm} \cdot (0,025 \cdot VMG_e - Ra \cdot A \cdot h) / (VMG_e - Ra \cdot A \cdot h) \quad (4.38)$$

onde

$K_G a_e$ = coeficiente global volumétrico de transferência de massa baseado nas concentrações da fase gasosa, mol/m³.s.atm .

\bar{p} = pressão parcial média de CO₂ no seio da fase gasosa, atm .

p_e = pressão parcial de CO₂ no seio da fase gasosa na entrada da coluna, atm .

p_s = pressão parcial de CO₂ no seio da fase gasosa na saída da coluna atm .

VMG_e = vazão molar de entrada do gás, mol/s .

Deve-se observar que essa pressão parcial (\bar{p}) é a própria força motriz de transferência de massa, já que todo CO₂ dissolvido na fase líquida é rapidamente consumido pela reação.

⇒ coeficiente de transferência de massa da fase líquida com reação química (k_{LR}):

$$k_{LR} = \sqrt{D_{CO_2} \cdot K_T} \quad (4.39)$$

onde

k_{LR} = coeficiente de transferência de massa na fase líquida com reação química, m/s .

D_{CO_2} = difusividade do CO₂ na fase líquida, m²/s .

K_T = constante da reação, 1/m.

⇒ coeficiente de transferência de massa da fase gasosa (k_G):

$$k_G = 2,00 \cdot \frac{a_t \cdot D_G}{R \cdot T} \cdot \left(\frac{u_G \cdot \rho_G}{a_t \cdot \mu_G} \right)^{0,7} \cdot \left(\frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(a_t \cdot D_p \right)^{-2,0} \quad (4.40)$$

onde

k_G = coeficiente de transferência de massa da fase gasosa, mol/m².s.atm .

a_t = área superficial específica do recheio seco, m²/m³ .

D_G = difusividade do CO₂ na fase gasosa, m²/s .

R = constante dos gases ideais; 82,05 m³.atm/mol.K .

u_G = velocidade superficial da fase gasosa, m/s .

μ_G = viscosidade da fase gasosa, kg/m.s .

ρ_G = densidade da fase gasosa, kg/m³ .

D_p = diâmetro nominal do recheio, m .

Esta correlação foi desenvolvida por ONDA, TAKEUCHI & OKUMOTO (1968a), sendo utilizada em vários trabalhos da literatura, além de ser válida na faixa de condições operacionais utilizadas neste trabalho.

Todas as propriedades físicas necessárias para esses cálculos, sejam aquelas determinadas experimentalmente nesse trabalho ou obtidas na literatura, estão apresentadas anteriormente neste mesmo capítulo.

⇒ área interfacial efetiva de transferência de massa (a_e):

Devido a utilização de uma baixa concentração de CO₂ na fase gasosa, necessária para tornar a reação entre CO₂ e DEA irreversível e o interesse de estudar o fenômeno da área efetiva a baixas velocidades superficiais do gás, não foi possível desprezar a resistência desta fase. Desta forma foi utilizado o "modelo de dois filmes", que resulta na seguinte relação entre o coeficiente global volumétrico de transferência de massa e os coeficientes individuais de cada fase:

$$\frac{1}{K_G a_e} = \frac{1}{k_G a_e} + \frac{H_e}{a_e \cdot k_{LR}} \quad (4.41)$$

Substituindo as equações (4.36) e (4.39) em (4.41) e rearranjando os termos, obtém-se:

$$\frac{\bar{p}}{Ra} = \frac{1}{a_e} \cdot \left(\frac{1}{k_G} + \frac{He}{\sqrt{D_{CO_2} \cdot K_T}} \right) \quad (4.42)$$

onde

He = constante da lei de Henry, atm.m³/mol .

Com base nesta equação os valores de área efetiva podem ser calculados. No caso do reagente DEA foram realizados 3 ou 4 experimentos sob as mesmas condições experimentais, variando-se exclusivamente a concentração de DEA e desta forma a constante da reação (K_T) . As propriedades físicas como viscosidade, tensão superficial e densidade foram mantidas aproximadamente constantes por meio de pequenas variações compensatórias na concentração de ETG, procurando-se assim minimizar os efeitos das variações na concentração de DEA. A inclinação da curva \bar{p}/Ra versus $He/(D_{CO_2} \cdot K_T)^{0,5}$ permite calcular a a_e . Este tipo de procedimento foi usado por WALES (1966) e é recomendado por SHARMA E DANCKWERTS (1970).

Para os experimentos com NaOH optou-se pela realização de um única corrida para cada condição operacional. Como a variação da concentração deste reagente em função do tempo é mais expressiva, devido a um maior valor de K_T , os erros envolvidos à partir de um único experimento não são elevados. Este procedimento também foi utilizado por PORTER, KING & VARSHNEY (1966), além de VIDWANS & SHARMA (1967). Embora tenham empregado uma maior concentração de CO₂, ainda assim à resistência na fase gasosa teve que ser considerada. No caso do reagente NaOH a a_e foi obtida com o emprego direto da equação (4.42) para cada experimento.

Convém destacar que todos experimentos foram realizados dentro das condições de pseudo-primeira ordem, necessárias para relacionar a taxa de absorção com a a_e .

CAPÍTULO V - RESULTADOS E DISCUSSÕES

V.1 - CURVAS DE TITULAÇÃO

Nas figuras (5.1) , (5.2) , (5.3) e (5.4) encontram-se representados os gráficos empregados para a determinação do ponto final da titulação potenciométrica da DEA com ácido clorídrico (HCl) 1N, conforme descrição metodológica apresentada no item IV.5

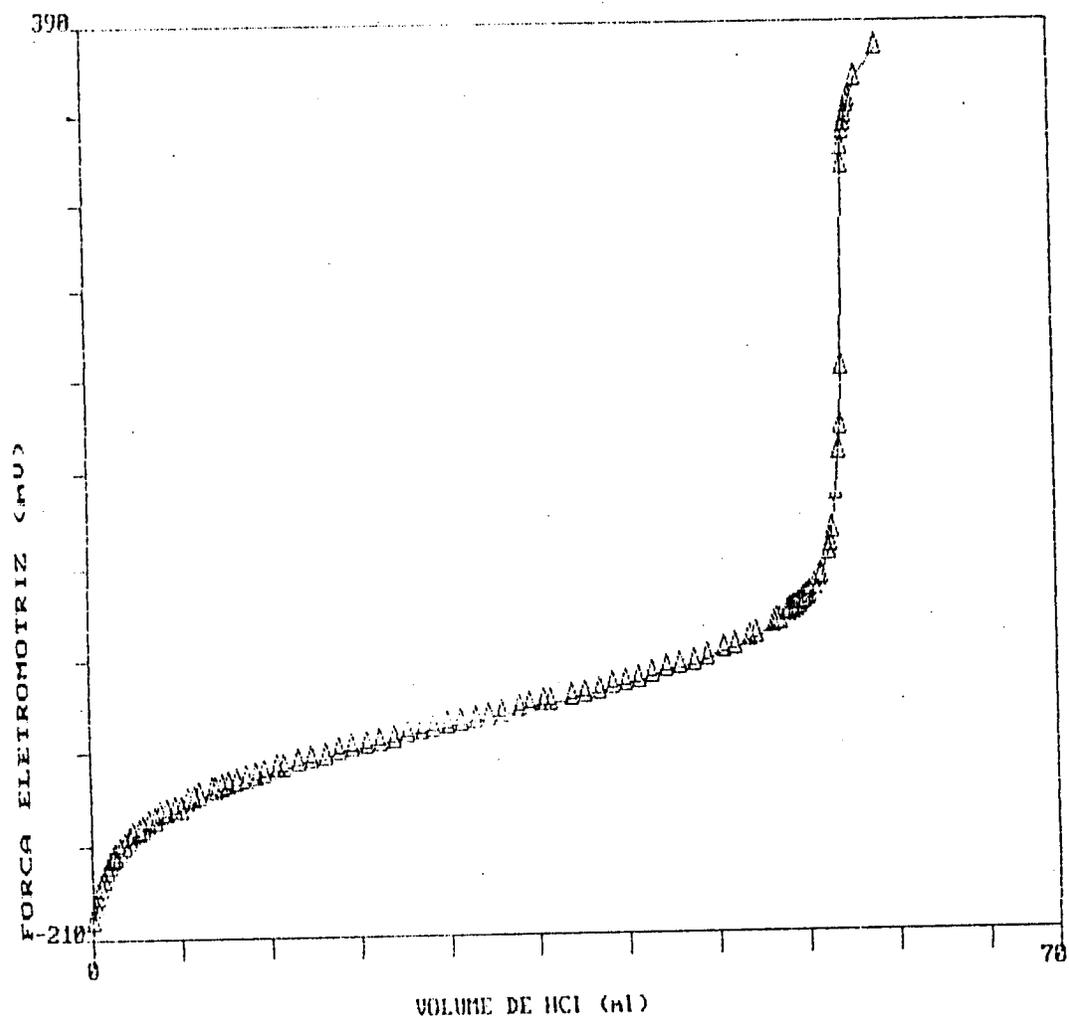


fig. 5.1 - Força eletromotriz vs volume de titulante

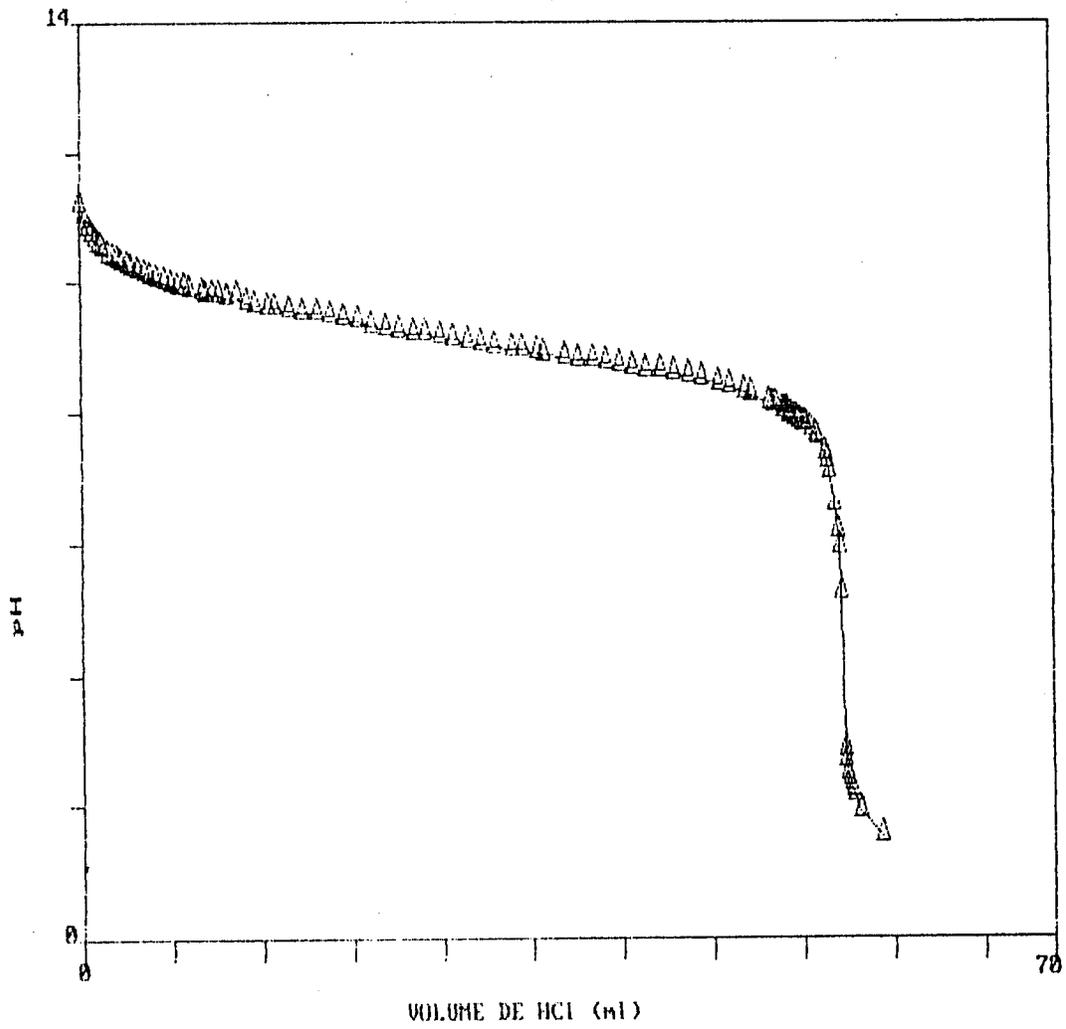


fig. 5.2 - pH vs volume de titulante

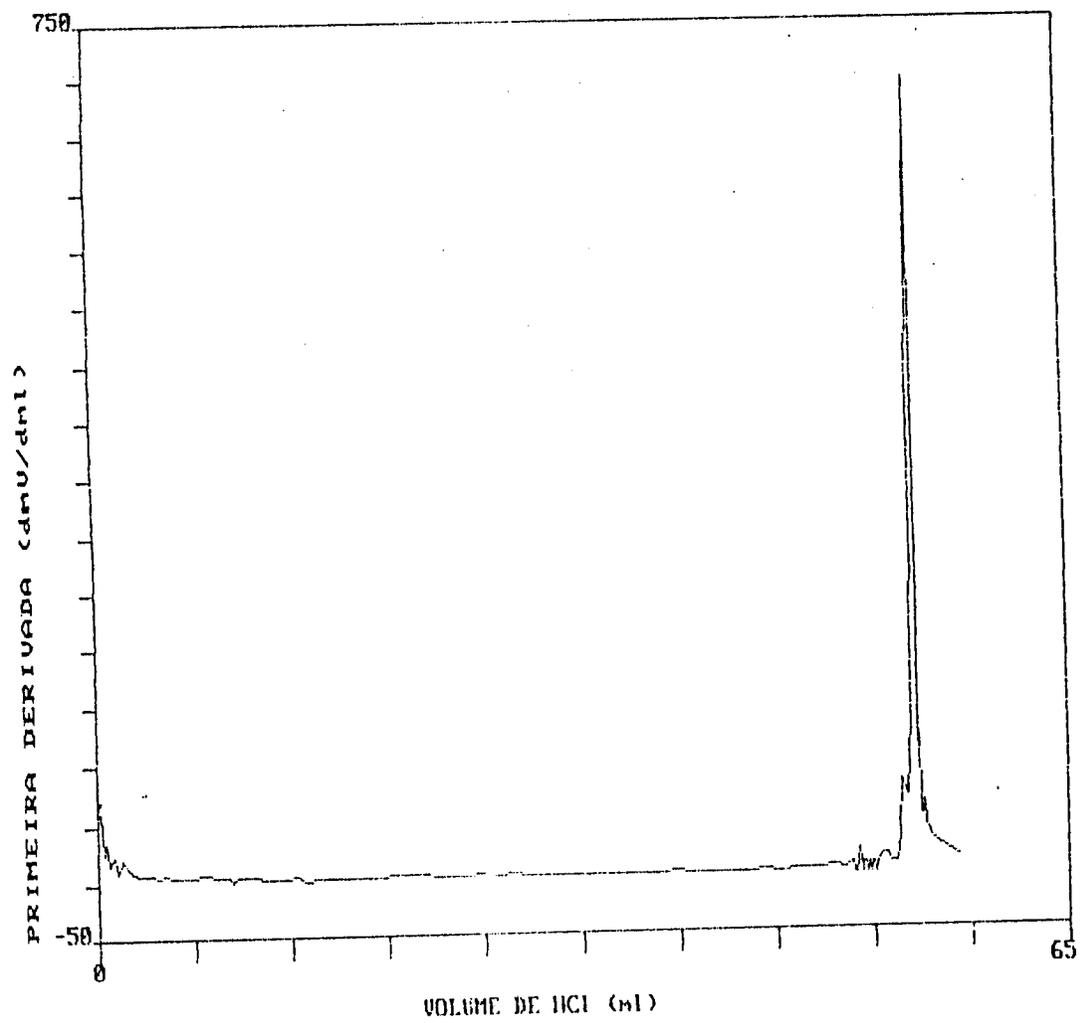


fig. 5.3 - Primeira derivada da figura (5.1)

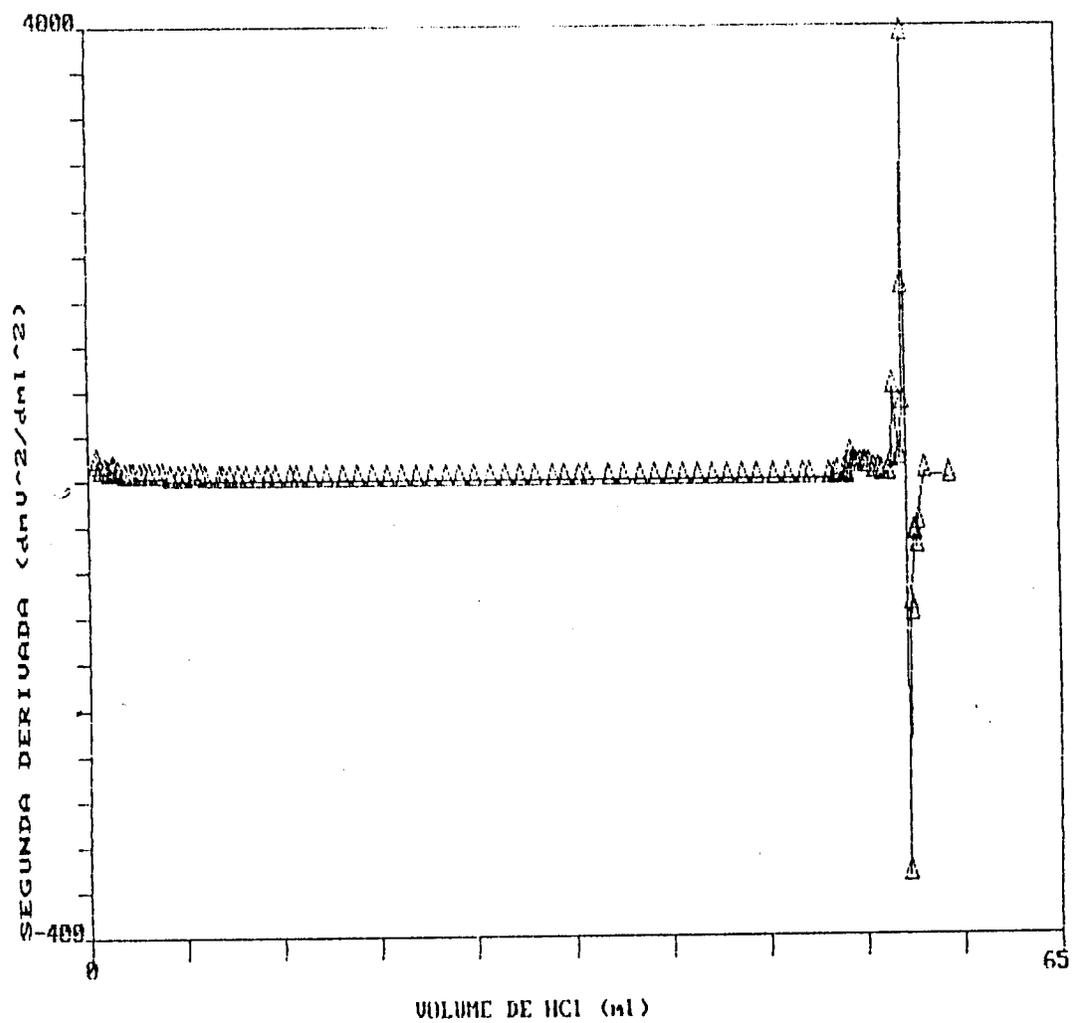


fig. 5.4 - Segunda derivada da figura (5.1).

V.2 - ÁREA SUPERFICIAL ESPECÍFICA DO RECHEIO SECO E ÁREA DE SECÇÃO DA COLUNA

Neste item são apresentados os resultados obtidos na determinação da porosidade do leito, da área superficial específica do recheio seco e da área de secção da coluna, conforme metodologia descrita no item IV.6.

$$a_t = 901,11 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0,5981$$

$$A = 4,829 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

V.3 - TENSÃO SUPERFICIAL PARA A MISTURA DEA-ETG-H₂O

A tabela (5.1) abaixo apresenta a média dos valores obtidos experimentalmente, conforme descrição apresentada no item IV.7.2.1 letra e, juntamente com a composição da mistura utilizada.

COMPOSIÇÃO		TENSÃO SUPERFICIAL
x	y	mN/m
2,2657	0,0000	61,24
2,2168	0,0000	62,45
0,7577	20,1722	59,48
0,7933	0,0000	64,77
2,4367	80,0055	51,68
1,7031	79,2967	51,67
1,6623	40,1908	53,91
1,4770	0,0000	57,27
1,4909	20,3014	59,31
3,6518	34,2269	54,86
2,5404	40,1017	56,34
2,3765	53,7544	54,16

tabela 5.1 - Dados de tensão superficial para a mistura DEA-ETG-H₂O e respectivas composições.

V.4 - ÁREA INTERFACIAL EFETIVA DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Um resultado típico dos experimentos pode ser visto na figura (5.5), onde está representada a variação da concentração de NaOH em função do tempo.

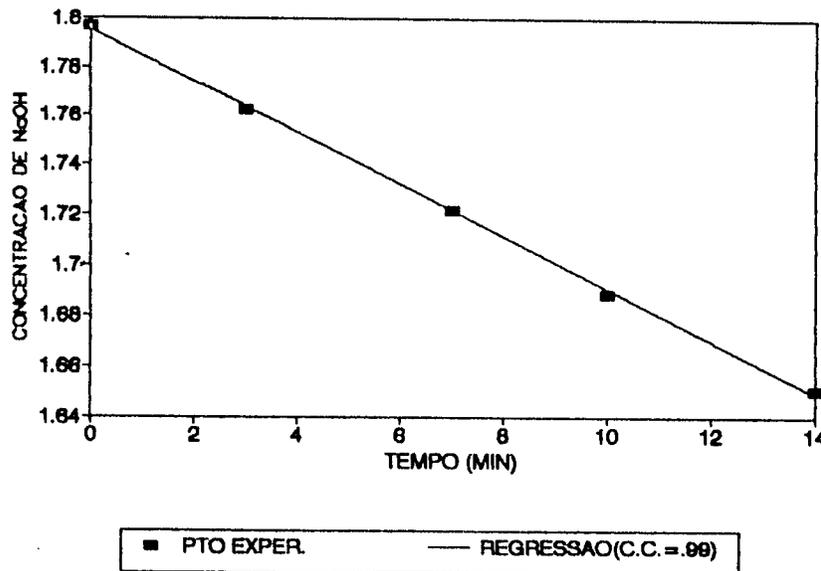


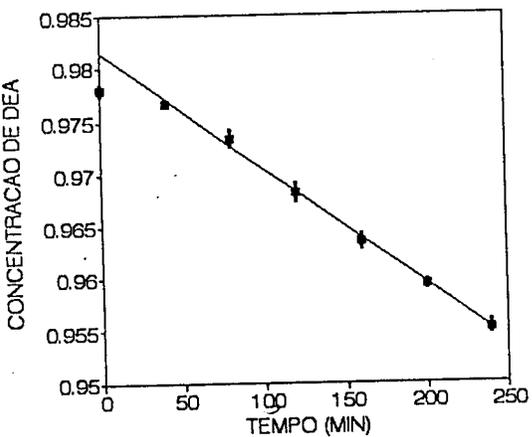
fig 5.5 - Variação de concentração de NaOH com o tempo.

Esta queda linear da concentração do reagente com o tempo foi obtida em todos os experimentos, independentemente do reagente utilizado. A área interfacial efetiva de transferência de massa (a_e) pode então ser calculada a partir da taxa de variação do reagente (NaOH), $(d[Re]/dt)$, que é a inclinação da curva apresentada, empregando a seqüência de cálculos descrita no item IV.8

Nos experimentos onde o reagente utilizado foi a DEA, para cada área interfacial efetiva obtida foram realizados pelo menos 3 experimentos, conforme metodologia apresentada no item IV.8. Nos gráficos (a), (b), (c) e (d) da figura (5.6) são apresentados os resultados de três experimentos realizados sob as mesmas condições

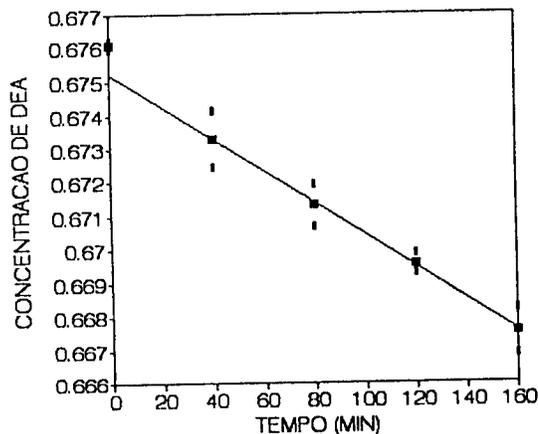
experimentais e o gráfico para obtenção da área interfacial efetiva.

(a)



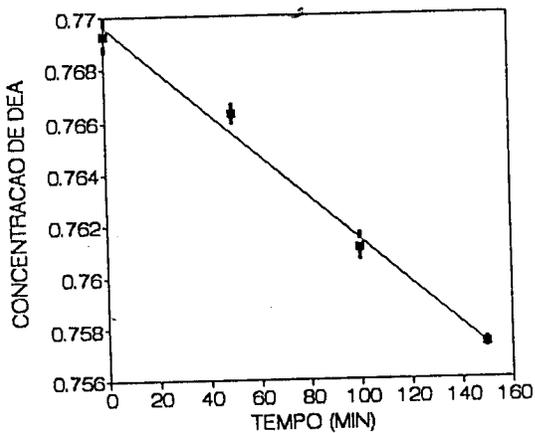
■ PTO EXP. — COEF.COR. ▬ ERRO EXP.

(b)



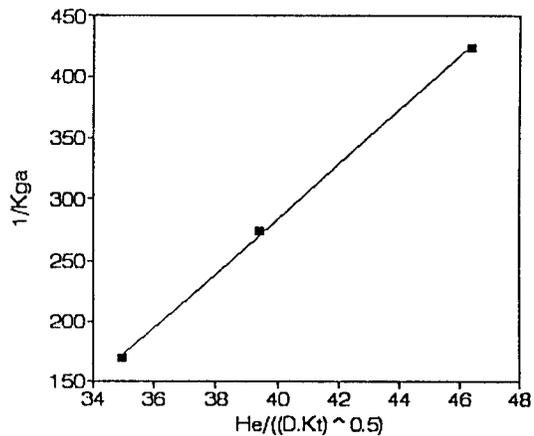
■ PTO EXPER. — COEF.COR. ▬ ERRO EXPE

(c)



■ PTO EXPER. — COEF.COR. ▬ ERRO EXPE

(d)



■ PTO.EXPER. — REGRESSAO(C.C.=.99)

fig. 5.6 - Curvas para obtenção da a_e para os experimentos com DEA.

V.5 - Tratamento dos Dados

Nas tabelas (5.2) e (5.3) encontram-se os resultados obtidos no conjunto de experimentos realizados e as principais condições experimentais empregadas, utilizando como reagente NaOH e DEA, respectivamente.

A primeira discussão importante a ser realizada é a comparação dos dados obtidos com os diferentes reagentes entre si e com a literatura. Nota-se uma diferença bastante acentuada nos valores de a_e obtida para experimentos com DEA e NaOH, tendo uma relação com ordem de grandeza de aproximadamente 100 vezes.

Compare-se os experimentos IV e IX da DEA com IV e XVII de NaOH que comprovam esta afirmação. Esses valores de DEA quando comparados com a literatura também indicam a mesma diferença significativa. Charpentier (1982) cita resultados de determinação de a_e em vários equipamentos e no caso de colunas de recheio os valores se encontram na faixa de 10 a 350 m^2/m^3 , sendo portanto valores com cerca de 100 a 500 vezes maiores que os obtidos com DEA.

Uma possível explicação deste comportamento dos dados de a_e para a DEA pode ser encontrada no conjunto de parâmetros cinéticos da reação e de propriedades físicas para o cálculo da a_e . O estudo da reação entre CO_2 e DEA, em particular em meios viscosos (ETG), é recente e ainda não foi amplamente testado. É provável que um acúmulo de erros nos valores desses parâmetros e propriedades físicas respondam por parte significativa desta diferença.

A comparação dos valores de a_e obtidos com DEA com os da literatura levou-nos a optar por um outro sistema mais estudado, cuja cinética de reação e propriedades físicas já estivessem bem estabelecidas.

Os primeiros valores obtidos com o emprego de NaOH já mostraram a maior concordância com os dados da literatura,

confirmando os problemas que se atribuíam à DEA.

EXPER.	a_e m ² /m ³	$10^3 \mu_L$ kg/m.s	ρ_L kg/m ³	$10^3 \sigma_L$ mN/m	$10^3 u_L$ m/s	$10^3 u_c$ m/s
I	11,9159	1,0944	1061,5	55,01	3,3830	7,6275
II	13,8784	1,1519	1061,5	55,01	6,1682	7,6275
III	24,7141	1,1519	1061,5	55,01	6,1682	77,6560
IV	5,4994	1,1519	1061,5	55,01	0,4862	7,6275
V	1,7752	1,1519	1061,5	55,01	0,4862	77,6560
VI	4,7444	1,1519	1061,5	55,01	2,5327	7,6275
VII	21,6748	1,4924	1086,3	55,92	5,6324	77,6560
VIII	31,7001	1,4924	1086,3	55,92	5,6324	123,2100
IX	43,3959	1,6466	1102,7	55,92	5,6324	172,5700
X	49,8349	1,6466	1102,7	55,92	5,6324	232,1000
XI	21,1818	2,9533	1114,9	57,12	8,8678	77,6560
XII	23,3565	2,9533	1114,9	57,12	1,7951	77,6560
XIII	13,8067	2,9533	1114,9	57,12	1,7951	7,6275
XIV	20,9004	4,8570	1194,8	63,38	9,4695	77,6560
XV	17,6089	4,8570	1194,8	63,38	9,4695	48,8940
XVI	22,6389	4,8570	1194,8	63,38	9,4695	123,2100
XVII	12,1058	4,8570	1194,8	63,38	9,4695	7,6275
XVIII	9,1911	4,8570	1194,8	63,38	1,9324	7,6275
XIX	10,1432	9,7447	1219,8	65,97	3,4410	7,6275
XX	15,1600	9,7447	1219,8	65,97	2,8370	77,656
XXI	17,5221	9,7447	1219,8	65,97	2,8370	123,2100
XXII	10,9591	19,2000	1248,6	69,36	9,4695	7,627
XXIII	12,7102	19,2000	1248,6	69,36	9,4695	77,656
XXIV	14,6579	19,2000	1248,6	69,36	9,4695	123,2100

tabela 5.2 - Resultados e principais condições experimentais tendo NaOH como reagente

EXPER.	a_e m ² /m ³	$10^3 \mu_L$ kg/m.s	ρ_L kg/m ³	$10^3 \sigma_L$ mN/m	$10^3 u_L$ m/s
I	0,1121	2,004	1023,0	62,02	1,495
II	0,1508	1,928	1023,5	62,15	2,249
III	0,1569	1,777	1032,5	59,67	3,423
IV	0,0450	1,139	1007,8	64,09	3,383
V	0,1627	19,672	1095,3	51,83	1,610
VI	0,0434	1,1519	1061,5	55,01	2,5327
VII	0,0711	1,141	1007,9	64,06	0,534
VIII	0,5543	7,127	1079,0	55,67	3,402
IX	0,2054	4,113	1062,6	57,43	1,968

tabela 5.3 - Resultados e principais condições experimentais tendo DEA como reagente

Nos casos de NaOH os valores de a_e obtidos encontram-se dentro da faixa citada na literatura, embora concentrando-se na faixa inferior. A principal justificativa para isto deve ser encontrada nos valores de velocidade superficial da fase gasosa (u_g), inferiores aos normalmente empregados nos experimentos da literatura. Os resultados deste trabalho deixam claro a importância significativa da velocidade do gás na formação da área interfacial, como a discussão posterior demonstrará. Esta discussão se baseará principalmente nos dados obtidos com NaOH.

V.5.1 - Influência da Viscosidade

Se a explicação para os valores de a_e obtidos com DEA realmente se encontra na combinação dos erros presentes nos parâmetros cinéticos e nas propriedades físicas, é provável que o comportamento descrito pelos dados esteja aproximadamente correto, embora seus valores absolutos estejam muito abaixo do esperado. Neste comportamento o que mais se destaca é a influência positiva da viscosidade na formação da a_e , como se observa na figura (5.7).

A influência da viscosidade do líquido na formação da a_e é um assunto controverso. Na tabela 5.4, encontram-se os expoentes das principais variáveis empregadas em diferentes correlações citadas na literatura. Entre as variáveis que se ocupa esse estudo, percebe-se que no caso da velocidade mássica da fase líquida há uma razoável concordância, com os expoentes se concentrando na faixa de 0,3 a 0,5. Para a viscosidade da fase líquida a situação é bem diversa, incluindo expoentes positivos e negativos em uma faixa de -0,5 a +0,7.

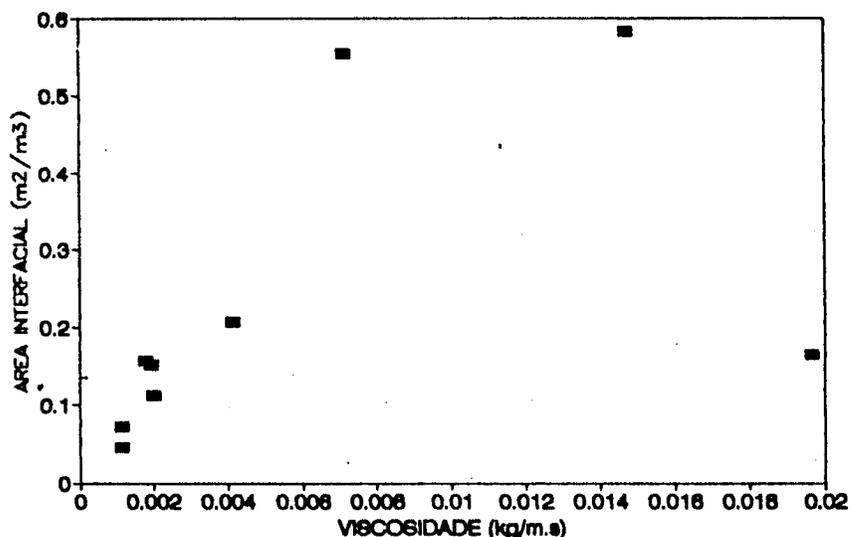


fig. 5.7 - Área interfacial em função da viscosidade do líquido para experimentos com DEA.

Autores	L kg.m. ⁻² s ⁻¹	μ_L kg.m. ⁻¹ s ⁻¹	ρ_L kg.m. ⁻³	σ_L mN/m
V.KREVELEN & HOFTIJZER(1947)*	+1,00	0	+1,00	0
ONDA <i>et alli</i> (1968)	+0,40	-0,10	-0,30	-0,95
ZECH & MERSMANN (1979)*	+0,50	-0,50	+0,45	-0,45
BRAVO & FAIR (1982)	+0,392	+0,392	-0,392	-0,108
RIZZUTI <i>et alli</i> (1981)	+0,326	+0,70	-1,026	0
PURANIK & VOGELPOHL (1974)	+0,307	-0,041	-0,133	-0,315
BILLET & SHULTES (1988)*	+0,40	-0,20	+0,55	-0,75

* citado em DELALOYE *et alli* (1991)

tabela 5.4 - Valores de expoentes de variáveis independentes em correlações de a_e .

Em verdade, poucos foram os estudos realizados com o objetivo de verificar mais precisamente a influência de cada propriedade física, em particular, na formação da a_e . RIZZUTI, AUGUGLIARO & LO CASCIO (1981) estudaram a influência da viscosidade do líquido, porém a faixa estudada foi pequena ($1,035 \times 10^{-3}$ a $1,55 \times 10^{-3}$ $\text{kg.m.}^{-1}\text{s}^{-1}$). Outros trabalhos, como os realizados por MANGERS & PONTER (1980a) e DELALOYE, VON STOCKAR e XIAO-PING (1991), utilizaram faixas maiores de viscosidade do líquido ($0,89 \times 10^{-3}$ a $26,11 \times 10^{-3}$ $\text{kg.m.}^{-1}\text{s}^{-1}$ e $0,80 \times 10^{-3}$ a $9,63 \times 10^{-3}$ $\text{kg.m.}^{-1}\text{s}^{-1}$ respectivamente) no estudo do efeito desta propriedade física sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa da fase líquida ($k_L a_e$). Isto possibilita observar tendências mas não fornece conclusões definitivas com respeito a formação da a_e , já que esta abordagem pode mascarar influências diversas da viscosidade sobre a a_e e sobre o coeficiente de película.

MANGERS & PONTER (1980a) representaram seus dados experimentais de transferência de massa na forma do grupo $k_L a_e . D^{-0.5}$ versus a viscosidade cinemática (ν_L). Ao incluir neste grupo a raiz quadrada da difusividade, como propõe a teoria da penetração, os autores pretenderam analisar a influência da viscosidade (μ_L) exclusivamente sobre a fluidodinâmica da fase líquida. Observaram que aquele grupo apresentava valores máximos na faixa de viscosidade situadas entre 2×10^{-3} e 4×10^{-3} $\text{kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$. Concluem que nesta faixa de viscosidade o efeito positivo da viscosidade sobre a molhabilidade do recheio, com conseqüente aumento da a_e , mais do que compensa sua influência negativa no coeficiente de película da fase líquida. Além dos próprios resultados de transferência de massa apresentados, os autores recorrem a outros trabalhos experimentais (PONTER E BOYES, 1972 e MUNAKATA *et alii*, 1975) - de escoamento de misturas viscosas em dutos verticais - que indicam a mesma faixa de viscosidade anteriormente citada como região de máxima molhabilidade.

Para se analisar melhor os resultados deste trabalho no que se refere à influência da μ_L e poder compará-los com a literatura, é necessário isolar a influência desta variável em relação aos

efeitos das velocidades superficiais do líquido e do gás. Considerando a razoável concordância existente na literatura sobre o efeito da u_L , com o expoente situado na faixa de 0,3 a 0,5, optou-se por representar os dados na forma do grupo $a_e/(u_L^{0,4})$ versus μ_L para as principais velocidades superficiais da fase gasosa (u_G) empregadas. Na figura (5.8) encontram-se os dados obtidos com o emprego de DEA, assim representados, e nas figuras (5.9), (5.10) e (5.11) os dados obtidos com o emprego de NaOH a três diferentes velocidades do gás.

Apesar de uma certa dispersão dos dados, nota-se, tanto no caso dos dados obtidos com DEA, como de forma ainda mais acentuada, para os dados obtidos com NaOH a velocidades mais baixas de gás (figuras (5.9) e (5.10)), uma região de valores máximos para o grupo $a_e/(u_L^{0,4})$. No caso dos experimentos com NaOH esta região se encontra na faixa de viscosidades em torno de $3 \times 10^{-3} \text{ kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$. Neste caso a μ_L parece ter uma influência positiva na formação da a_e até valores na ordem de $3 \times 10^3 \text{ kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$, basicamente em função da melhora da molhabilidade do recheio. Tais resultados são bastante compatíveis com os de RIZZUTI, AUGUGLIARO & LO CASCIO (1981) e particularmente com os de MANGERS & PONTER (1980a). Uma vez obtida a melhora na molhabilidade, a elevação adicional da viscosidade parece ser prejudicial à formação da a_e , particularmente pela redução do nível de turbulência e ondulação na superfície do filme líquido.

O comportamento anterior não se verifica, no entanto, em u_G mais elevadas, como pode ser observado na figura (5.11). A região de valores máximos parece não existir, ou então foi deslocada para valores menores de μ_L . Neste caso o efeito da viscosidade sobre a formação da a_e torna-se negativo para toda a faixa estudada. Deve-se destacar que os trabalhos mencionados de RIZZUTI, AUGUGLIARO & LO CASCIO (1981) e de MANGERS & PONTER (1980a) empregaram baixos valores de velocidade do gás: $1,68 \times 10^{-2}$ até $2,32 \times 10^{-2}$ m/s no caso do primeiro e $6,5 \times 10^{-4}$ m/s no segundo. Valores que se situam abaixo ou exatamente na faixa de velocidades do gás empregadas na obtenção dos dados das figuras (5.9) e

(5.10).

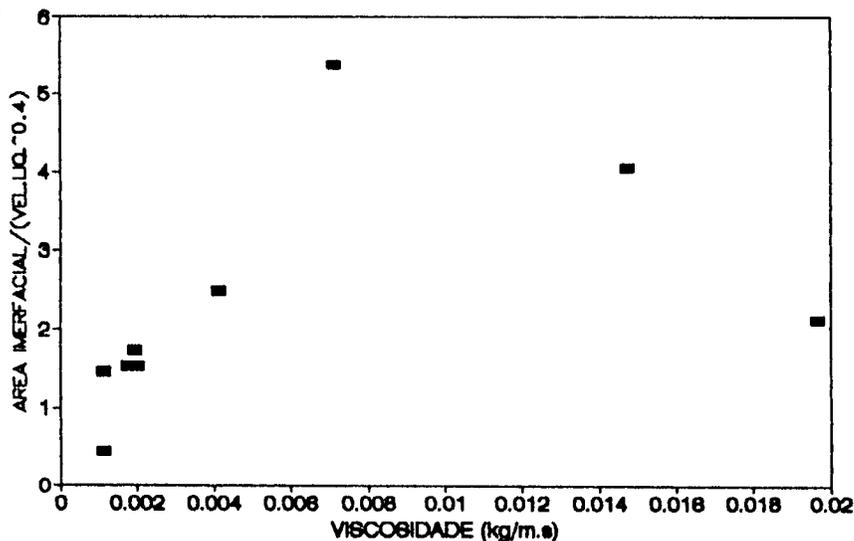


fig. 5.8 - Influência da viscosidade do líquido na formação da área interfacial para uma velocidade superficial do gás de $7,63 \times 10^{-3}$ m/s nos experimentos com DEA.

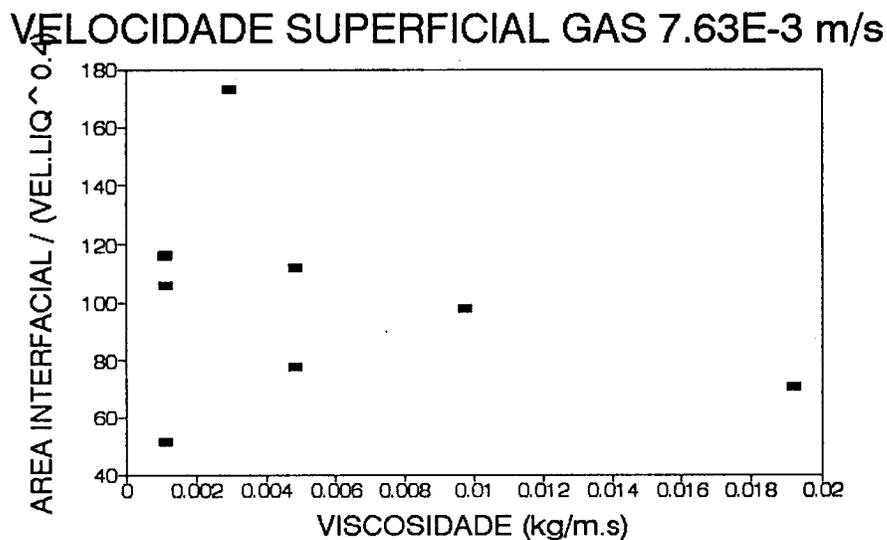


fig. 5.9 - Influência da viscosidade do líquido na formação da área interfacial para uma velocidade superficial do gás de $7,63 \times 10^{-3}$ m/s nos experimentos com NaOH.

VELOCIDADE SUPERFICIAL GAS 7.77E-2 m/s

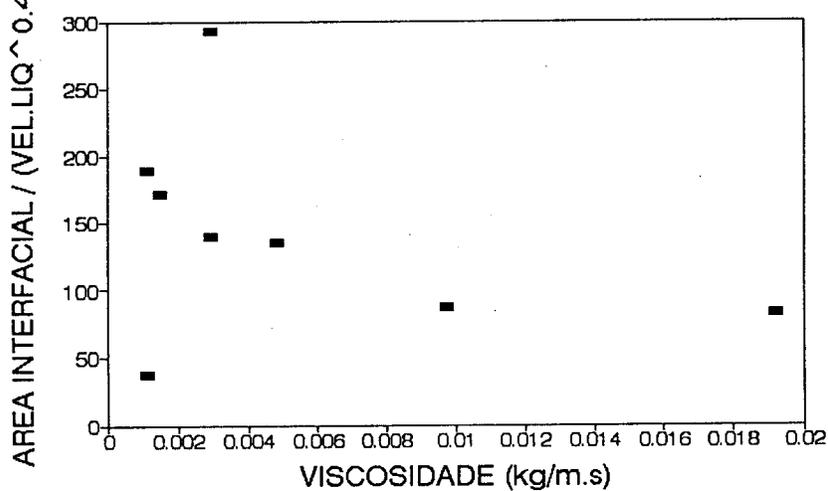


fig. 5.10 - Influência da viscosidade do líquido na formação da área interfacial para uma velocidade superficial do gás de $7,77 \times 10^{-2}$ m/s nos experimentos com NaOH.

VELOCIDADE SUPERFICIAL GAS 1.23E-1 m/s

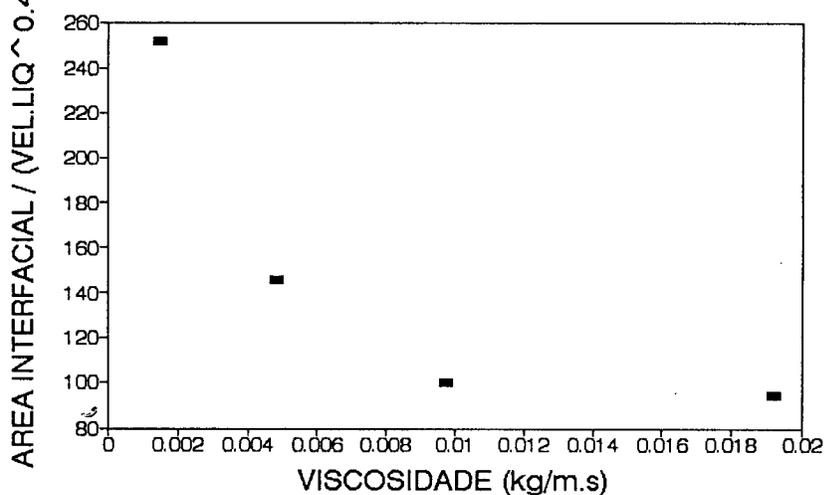


fig. 5.11 - Influência da viscosidade do líquido na formação da área interfacial para uma velocidade superficial do gás de $1,23 \times 10^{-1}$ m/s nos experimentos com NaOH.

O conjunto destes dados indica que o efeito positivo da μ_L sobre a molhabilidade do recheio parece ser expressivo somente a baixas velocidades superficiais do gás. De fato, o aumento da energia cinética do gás (velocidade superficial) não só aumenta o nível de turbulência e ondulações na interface gás-líquido, como aumenta de forma significativa a retenção de líquido no recheio ("Hold-up" da fase líquida). A maior retenção de líquido melhora por si só a molhabilidade do recheio, de forma que a influência do aumento da μ_L se limita a redução da turbulência e ondulação da interface.

Vale ressaltar que o trabalho de MANGERS & PONTER (1980a) se inspira em trabalho anterior (PONTER E BOYES, 1972) sobre escoamentos de líquidos em dutos verticais, sem escoamento em contracorrente de qualquer fase gasosa. MANGERS & PONTER (1980a) conseguiram correlacionar a transição entre uma situação de baixa molhabilidade e uma de maior molhabilidade do recheio com as propriedades físicas da fase líquida. Observaram que para cada mistura líquida estudada o valor do número de Reynolds desta transição (um Reynolds modificado, definido por L/μ_L , portanto não adimensional) pode ser bem correlacionado com o número de Kaptisa ($Ka = \rho_L \cdot \sigma_L^3 / \mu_L^4 \cdot g$). Como é acentuada a predominância da μ_L neste grupo adimensional, fica claro porque a transição entre aquelas duas situações se concentra em uma faixa restrita de μ_L . Mas, de toda forma, os autores não incluíram na análise desta transição as condições de escoamento da fase gasosa.

Assim, a situação de baixa molhabilidade do recheio parece só se verificar a velocidades superficiais pequenas da fase gasosa, quando o grau de interação entre as duas fases não é expressivo e o escoamento do líquido se comporta de forma similar a um escoamento sem fase gasosa em contra-corrente. A maiores velocidades da fase gasosa, o aumento da retenção do líquido já garante por si só a transição para a situação de maior molhabilidade.

O efeito da viscosidade ficará mais claro ao ser analisado

conjuntamente com a influência da velocidade superficial do gás, que será investigada no próximo item.

V.5.2 - Influência da velocidade superficial da fase gasosa

Como se pode observar na tabela (5.2) é a u_G que apresenta a influência mais expressiva sobre a a_e obtida. Esta relação pode ser nitidamente observada na série de experimentos realizados com $\mu_L = 4,86 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s.}$

Esta observação sugere a possibilidade de correlacionar os valores de a_e em função do número de Reynolds da fase gasosa (Re_G). Esta representação se encontra no gráfico (a) da figura (5.12). O Re_G segue a seguinte definição:

$$Re_G = \frac{u_G \cdot \rho_G}{a_t \cdot \mu_G} \quad (5.1)$$

A partir desse gráfico pode-se constatar que a dependência entre a a_e e o Re_G é linearizável para cada valor de μ_L estudada. Percebe-se ainda que esta influência positiva do Re_G na formação da a_e é mais acentuada para baixos valores de μ_L : ou seja, esta dependência diminui com o aumento da μ_L . Além disso, em relação a μ_L fica claro uma tendência geral de influência negativa na formação da a_e , especialmente para os maiores valores de Re_G .

Os experimentos com viscosidade de $1,0944 \times 10^{-3}$ e $1,1519 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s.}$, assim como os de $1,4924 \times 10^{-3}$ e $1,6466 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}$ contém apenas dois valores de Re_G , embora tenham 3 ou mais pontos de a_e . Correlacionar, para esses grupos, a a_e só em função do Re_G não fornece uma informação significativa. Para os outros grupos de viscosidade obteve-se bons resultados, apresentados nos gráficos (b), (c), (d), (e) da figura (5.12) e na tabela (5.5) .

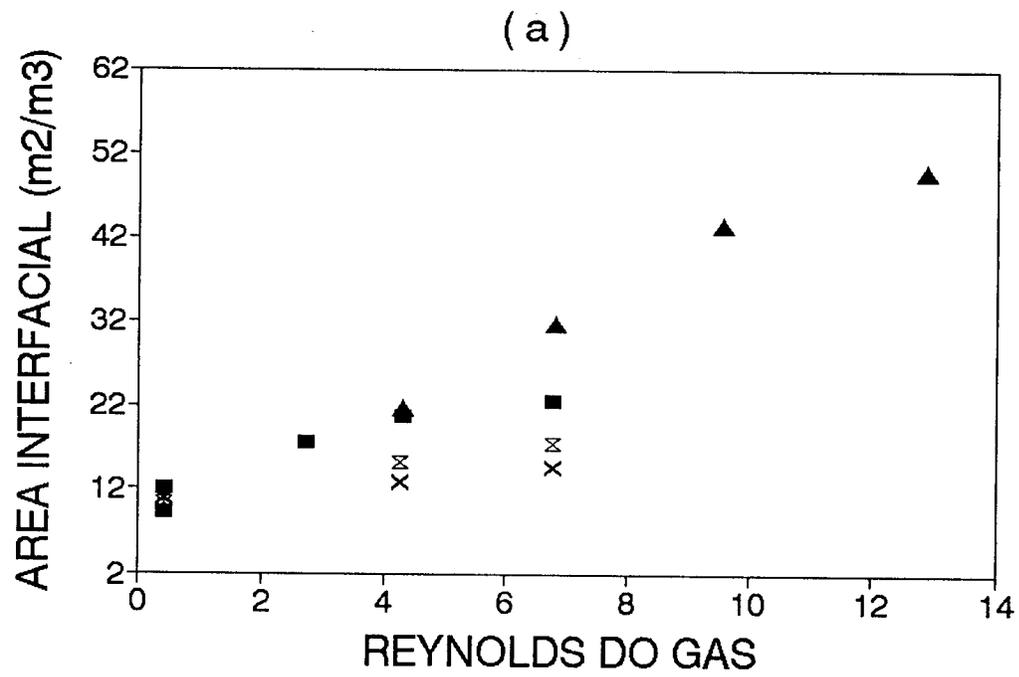


fig. 5.12 - Área interfacial em função da velocidade superficial do gás em diferentes viscosidades.

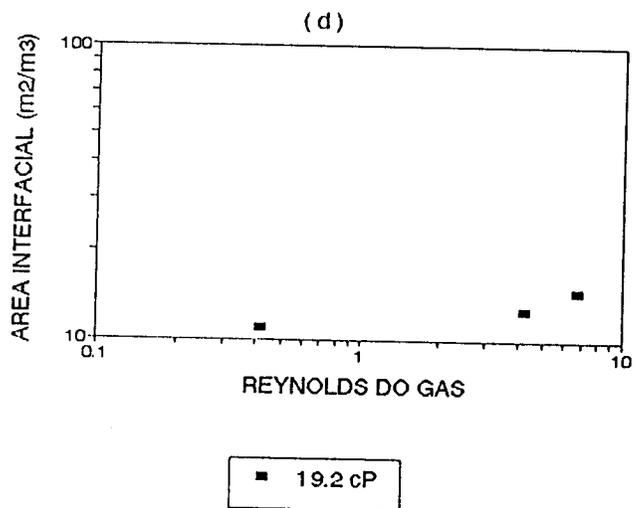
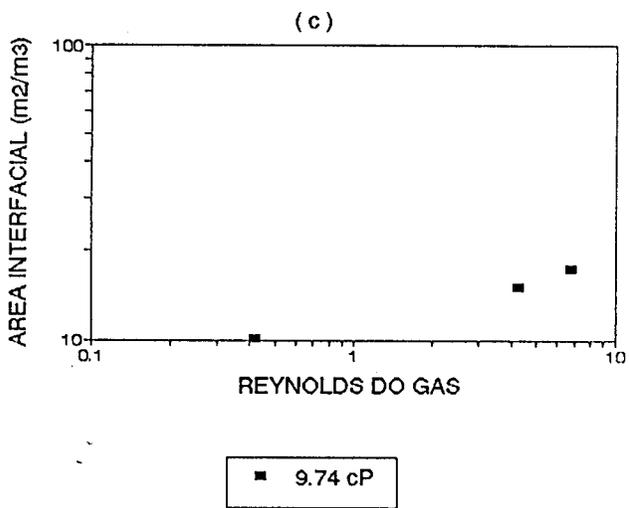
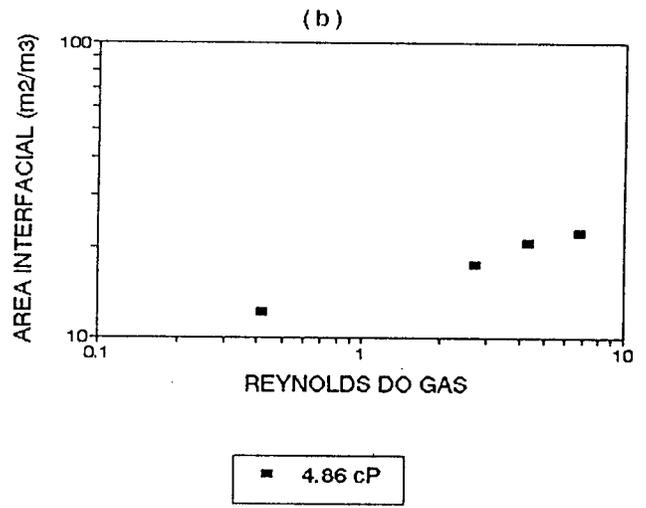
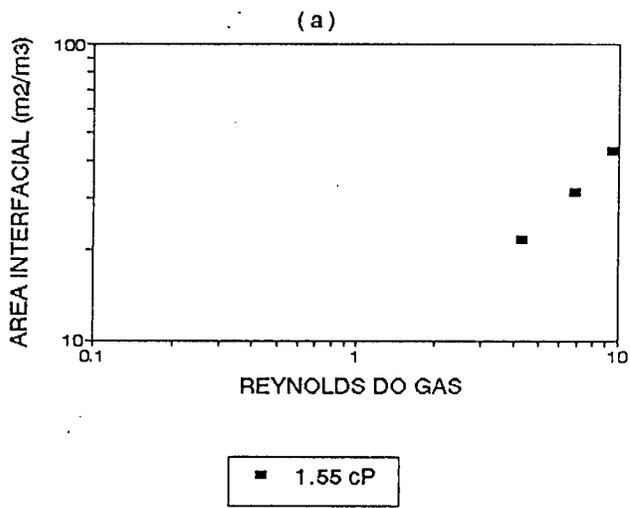


fig. 5.12 - continuação

Figura 5.12 gráfico	$10^3 \mu_L$ kg/m.s	inclinação da reta	coeficiente de correlação (R^2)
(b)	1,5695	0,7828	0,9636
(c)	4,8570	0,2806	0,9788
(d)	9,7445	0,1889	0,9868
(e)	19,200	0,0914	0,8970

tabela 5.5 - As diferentes dependências da a_e em relação ao Re_G para cada valor de μ_L .

Os dados da tabela (5.5) confirmam as conclusões anteriores com relação a influência do Re_G e da μ_L . Nota-se o papel decisivo da μ_L sobre a inclinação das curvas obtidas. Para quantificar esta dependência representou-se a inclinação destas curvas em função da μ_L . O resultado está no gráfico da figura (5.13).

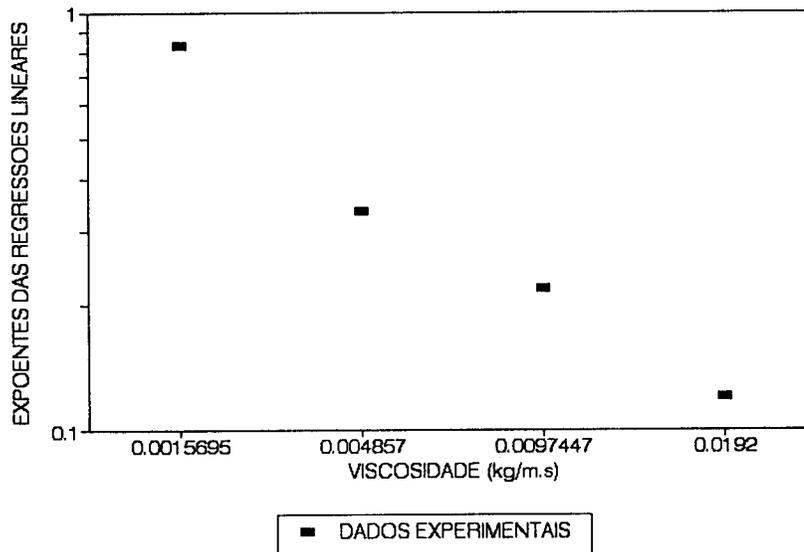


fig 5.13 - Dependência do Reynolds do gás em função da viscosidade.

Essa discussão deixa claro que é a μ_L que define a influência do Re_G na formação da a_e . Como já foi dito, essa influência do gás se expressa tanto na maior retenção de líquido no recheio, como pelo aumento da turbulência e ondulação na interface.

A boa correlação obtida permite afirmar com segurança que a μ_L é o principal fator de influência no grau de dependência entre a a_e e o Re_G .

Poucas equações apresentadas na literatura incluem a influência da velocidade do gás. Assim, por exemplo, com excessão da correlação proposta por BRAVO & FAIR (1982) as diversas equações citadas na tabela (5.4) não incluem esta variável.

BRAVO & FAIR (1982) puderam correlacionar bem os seus dados através do produto de dois números adimensionais, o número Capilar da fase líquida ($Ca_L = \mu_L \cdot L / \rho_L \cdot \sigma_L$) e o número de Reynolds do gás (Re_G), como indicado na equação abaixo:

$$a_e = 0,498 \cdot a_t \cdot (\sigma_L^{0,5} / h^{0,4}) \cdot (Ca_L \cdot Re_G)^{0,392} \quad (5.2)$$

onde

a_t = área específica do recheio seco, m^2/m^3 .

h = altura do leito empacotado, m.

Cabe destacar que nesta equação a μ_L tem um efeito positivo sobre a formação da a_e e não se observa a interação entre a μ_L e o Re_G encontrado em nosso trabalho. No entanto, os sistemas empregados no estudo são todos, sem excessão, misturas de baixa viscosidade (hidrocarbonetos leves, alcoóis com poucos átomos de carbono, água, etc.), além de estarem a temperaturas próximas a seu ponto de ebulição, já que em sua quase totalidade foram dados obtidos para processos de destilação (μ_L na faixa de 0,3 a $1,5 \times 10^{-3}$ kg/m.s, dados obtidos com o auxílio do Manual do Engenheiro Químico, PERRY et alii, 1986). Deste modo, o expoente positivo do número Capilar expressa, na verdade, a influência da velocidade superficial da fase líquida, já que a viscosidade não

foi variada de forma significativa. Além disso, neste caso também não é possível observar esta dependência das influências entre a μ_L e o Re_G .

Os resultados qualitativos do nosso trabalho podem ser resumidos da seguinte forma:

1. Em concordância com a maioria dos estudos divulgados na literatura, a μ_L apresenta uma influência em geral negativa sobre a formação da a_e ;

2. sob condições de baixa velocidade superficial da fase gasosa, a μ_L pode influenciar positivamente a formação da a_e em uma faixa de valores de 1×10^{-3} até 3×10^{-3} kg/m.s, em função possivelmente da melhoria da molhabilidade do recheio. Este resultado parece confirmar as conclusões qualitativas de MANGERS & PONTER (1980a) quanto a existência de duas situações distintas de molhabilidade do recheio. Este comportamento, no entanto, não é afetado exclusivamente pelas condições fluidodinâmicas da fase líquida, mas é, sem dúvida, influenciada também pelo Re_G ;

3. esclareceu-se com nitidez a influência da fluidodinâmica da fase gasosa sobre a formação da a_e . Na faixa estudada Re_G tem um efeito positivo sobre a a_e obtida, no entanto, sua influência diminui com o aumento da μ_L .

V.5.3 - OBTENÇÃO DE UMA CORRELAÇÃO PARA a_e

A discussão anterior sugere uma correlação para a_e do tipo apresentado à seguir, onde já se incluem a influência de outras variáveis ainda não comentadas.

$$a_e = f \left(Re_G^{\mu_L}, \mu_L, u_L \right) \quad (5.3)$$

Algumas variantes deste equação foram testadas, sendo a primeira a que está sendo apresentada abaixo:

$$a_e = 17,644 \cdot Re_G^{0,110} \cdot \mu_L^{-0,258} \cdot \mu_L^{-0,138} \cdot u_L^{0,266} \quad (5.4)$$

Uma comparação dos dados experimentais com os resultados obtidos com a equação (5.4) é apresentada no gráfico da figura (5.14).

Com o intuito de generalizar esta equação seria interessante substituir o expoente do Re_G por um número adimensional. Embora no que se refere às propriedades físicas da fase líquida, nosso estudo tenha se limitado à μ_L , parece pouco provável que outras propriedades não tenham influência sobre esta dependência da a_e em relação ao Re_G . É conhecido, por exemplo, o fato que líquidos com menores tensões superficiais apresentem tendência a se descolar do recheio sob o impacto da força de arraste do gás, prejudicando a formação da a_e . Na literatura de colunas de recheio, o adimensional que inclui as mais importantes propriedades físicas da fase líquida, do ponto de vista da formação da a_e , é o número de Kaptisa:

$$Ka = \rho_L \cdot \sigma_L^3 / \mu_L^4 \cdot g \quad (5.5)$$

Em nossos experimentos variou-se sistematicamente somente a μ_L . No entanto, isto afetou obviamente outras propriedades, como a densidade e a tensão superficial. No que se refere à primeira, a faixa de valores encontrada nos experimentos foi de 1060,0 a 1250,0 kg/m³; com relação à segunda, os valores se encontram na faixa de 50 a 70 mN/m, apresentando portanto, uma variação máxima de 40% .

Para apresentar de forma adimensional as condições de escoamento do líquido, empregamos, como é convencional, o número de Reynolds desta fase. Com esse procedimento a equação obtida foi:

$$a_e = 10,0147 \cdot Re_G^{0,201} \cdot Ka^{0,0375} \cdot Re_L^{0,214} \quad (5.6)$$

A diferença percentual entre os valores experimentais e os

obtidos pela equação (5.6) tiveram um erro médio em torno de 25%. Pode-se ainda destacar que a equação (5.6) não descreve adequadamente o comportamento observado para a influência da μ_L a baixas vazões de gás, sendo justamente para valores de baixa vazão de gás que se encontram os maiores erros, como podemos observar na tabela (5.6). A comparação gráfica dos resultados pode ser feita por meio da figura (5.15) que representa a a_e preditos pela equação (5.6). Na figura (5.15), o resultado experimental é representado pela reta, além das retas tracejadas que delimitam uma faixa de $\pm 20\%$.

EXPER.	a_e exper	a_e calculada	$ \Delta\% $
I	11,9159	8,7379	26,7
II	13,8784	9,8576	29,0
III	24,7141	29,7571	20,4
IV	5,4994	5,7278	4,2
V	1,7752	8,4356	-
VI	4,7444	8,1500	71,78
VII	21,6748	27,0597	24,8
VIII	31,7001	33,4494	5,5
IX	43,3959	37,8005	12,9
X	49,8349	43,2291	13,3
XI	21,1818	24,3376	14,9
XII	23,344	17,2993	25,9
XIII	13,8067	6,5897	52,3
XIV	20,9004	21,7358	4,0
XV	17,6089	18,1344	3,0
XVI	22,6389	25,9303	14,5
XVII	12,1058	8,7233	27,9
XVIII	9,1811	6,2112	32,4
XIX	10,1432	6,2807	38,1
XX	15,1600	18,9481	25,0
XXI	17,5221	22,3182	27,4
XXII	10,9591	6,9722	36,4
XXIII	12,7102	14,7326	15,9
XXIV	14,6579	17,0969	16,6

tabela 5.6 - Área interfacial efetiva experimental e calculada

pela equação (5.6)

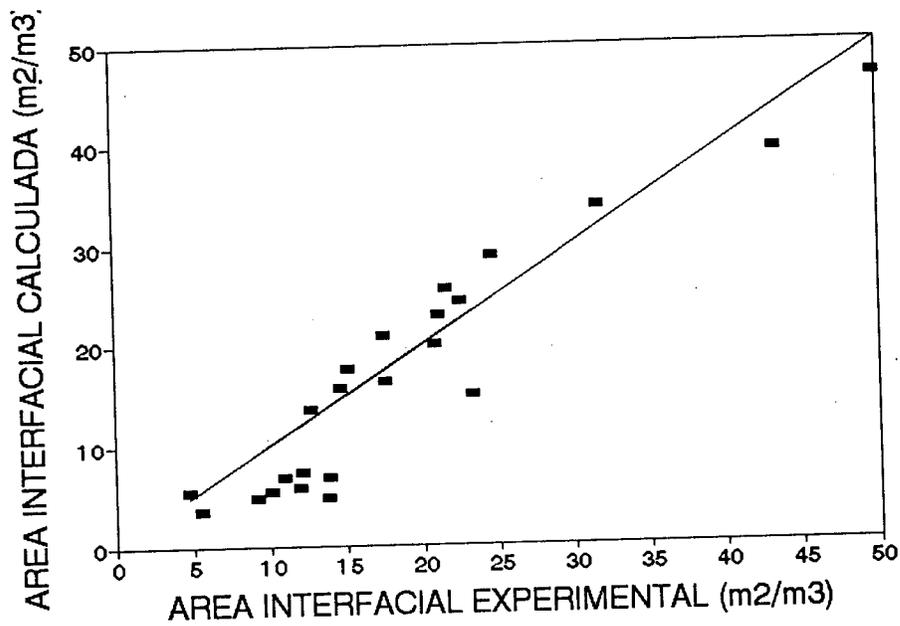


fig 5.14 - Comparação a_e preditas eq.(5.4) versus experimental.

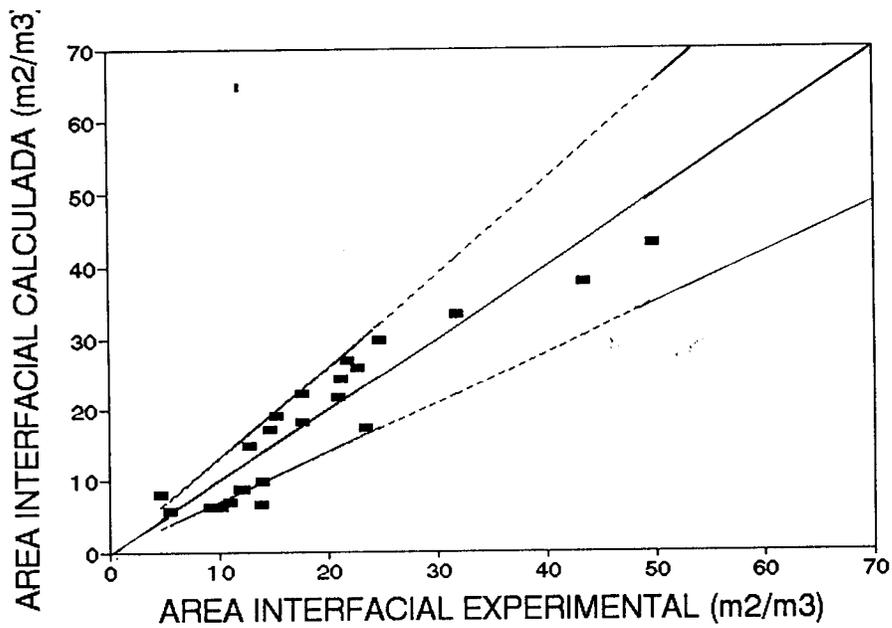


fig 5.15 - Comparação a_e preditas eq.(5.6) versus experimental.

CAPÍTULO VI - CONCLUSÕES

1. Os valores de área efetiva obtidos empregando a reação entre gás carbônico e dietanolamina são significativamente menores que os resultados encontrados na literatura. O mesmo acontece quando estes são comparados com o conjunto de valores obtidos neste trabalho com o sistema NaOH/CO₂. Uma possível explicação pode ser encontrada no acúmulo de erros nos valores dos parâmetros cinéticos da reação entre CO₂ e DEA e nas propriedades físicas da mistura, que são dados necessários para a determinação da área efetiva.
2. Os valores de área efetiva obtidos empregando a reação entre gás carbônico e hidróxido de sódio situam-se na faixa de 5 a 50 m²/m³, compatível com os resultados apresentados na literatura.
3. Sob condições de baixa velocidade superficial da fase gasosa, a viscosidade do líquido pode influenciar positivamente a formação da área de transferência em uma faixa de valores de 1x10⁻³ até 3x10⁻³ kg/m.s, em função, possivelmente, da melhoria na molhabilidade do recheio. Este resultado confirma conclusões qualitativas de Mangers e Ponter (1980a) quanto à existência de duas situações distintas de molhabilidade do recheio.
4. A transição entre estas duas situações de molhabilidade não é afetada exclusivamente pelas condições de escoamento da fase líquida, como é proposta no trabalho de Mangers e Ponter (1980a). A maiores velocidades superficiais da fase gasosa, a própria condição de escoamento do gás se encarrega de ampliar a retenção de líquido no recheio, melhorando sua molhabilidade.
5. Nesta condição a viscosidade passa a exercer um efeito prejudicial à formação da área interfacial, particularmente pela redução do nível de turbulência e ondulação na superfície do filme líquido.
6. Na faixa de valores estudados o Reynolds do gás tem um efeito positivo sobre a área interfacial obtida, mas esta influência diminui com o aumento da viscosidade do líquido.

7. A equação $a_e = 10,0147 \cdot Re_G^{(0,201 \cdot Ka^{0,0375})} \cdot Re_L^{0,214}$ conseguiu correlacionar satisfatoriamente os resultados obtidos.

CAPÍTULO VII - SUGESTÕES E PERSPECTIVAS

Para um melhor esclarecimento das situações distintas de molhabilidade do recheio, poderia ser feito um estudo experimental semelhante ao realizado com NaOH, utilizando misturas líquidas que tivessem entre si uma variação de viscosidade menor do que as empregadas neste trabalho, principalmente dentro da faixa de $0,5 \times 10^{-3}$ até 5×10^{-3} kg/m.s .

O equipamento utilizado possibilitou a realização de experimentos dentro de uma boa faixa de condições experimentais, principalmente quando comparadas com as condições experimentais utilizadas na destilação extrativa da mistura água-etanol-etilenoglicol citadas neste trabalho. Porém a operação em uma faixa mais ampla de vazões de líquido e gás requer um equipamento de maior porte.

Da mesma forma como açúcar foi adicionado a mistura líquida para se obter uma mudança mais significativa na viscosidade não causando alterações na cinética da reação, deve-se investigar a possibilidade da adição de outras substâncias com o objetivo de estudar a influência de outras propriedades físicas, como por exemplo a tensão superficial, na formação da área interfacial efetiva.

Finalmente, utilizar a correlação obtida para se ter um esclarecimento melhor do mecanismo pelo qual a presença do agente extrativo influencia a eficiência de transferência de massa na destilação extrativa.

CAPÍTULO VIII - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1- BOLLES, W.L.; FAIR, J.R. - Improved mass transfer model enhances packed-column design. Chemical Engineering, 12 (7): 109-116, 1982.
- 2- BRAVO, J.L.; FAIR, J.R. - Generalized correlation for mass transfer in packed distillation. Industrial and Engineering Chemistry, Process Design and Development, 21(1): 162-170, 1982.
- 3- CALDAS, J.N. & LACERDA, A.I. - Torres Recheadas. Rio de Janeiro, JR ed., 1988. 266p.
- 4- CAPLOW, M. - Kinetics of carbamate formation and breakdown. Journal of the American Chemical Society, 90(24): 6795-6803, 1968.
- 5- CHARPENTIER, J.C. - What's new in absorption with chemical reaction. Transactions of the Institution of Chemical Engineers 60: 131-156, 1982.
- 6- DANCKWERTS, P.V. - Significance of liquid-film coefficients in gas absorption. Industrial and Engineering Chemistry 43(6): 1460-1467, 1951.
- 7- DANCKWERTS, P.V.; SHARMA, M.M. - The absorption of carbon dioxide into solutions of alkalis and amines (with some notes on hydrogen sulphide and carbonyl sulphide). The Chemical Engineer CE244-CE280, 1966.
- 8- DANCKWERTS, P.V. - Gas-Liquid Reactions. New York, ed. McGraw-Hill, 1970. 276p.
- 9- DAVIDSON, M.A.; - The hold-up and liquid film coefficient of packed towers - part II: Statistical models of the random packing. Transactions of the Institution of Chemical Engineers, 37: 131-136, 1959.

- 10- DELALOYE, M.M.; VON STOCKAR, U.; XIAO-PING, LU - The influence of viscosity on the Liquid-phase mass transfer. Chemical Engineering Journal 47: 51-61, 1991.
- 11- JACOBS, M.B.; - Manufacture and Analysis of Carbonated Beverages. New York, Chemical Publishing Co., 1959.
- 12- JESSER, B.W. & ELGIN, J.C.; - Studies of liquid holdup in packed towers. Transactions of the American Institute of Chemical Engineers 39: 227-298, 1943.
- 13- VON LOESECKE, H.W.; - Outlines of Food Technology. 2nd ED., New York, Reinhold, 1949.
- 14- JOOSTEN, G.E.H.; DANCKWERTS, P.V. - Chemical reaction and effective areas in gas absorption. Chemical Engineering Science 28: 453-461, 1973.
- 15- MANGERS, R.J.; PONTER, A.B. - Effect of viscosity on liquid film resistance to mass transfer in a packed column. Industrial and Engineering Chemistry, Chemical Process Design and Development 19(4): 530-537, 1980a.
- 16- MANGERS, R.J.; PONTER, A.B. - Liquid phase resistance to mass transfer in a laboratory absorption column packed with glass and polytetrafluoroethylene rings. Part I. The effects of flowrate sequence, repacking, packing depth and initial liquid distribution. The Chemical Engineering Journal 19(4): 139-146, 1980b.
- 17- MUNAKATA, T.; WATANABE, K.; MIYASHITA, K. Journal of Chemical Engineering of Japan 8: 440, 1975.

- 18- NICOLETTI, VANIA REGINA TELIS. - Estudo da transferencia de massa na destilação extrativa , sistema etanol-água-etileno glicol. Campinas, 1991. xi, 229p. Tese (Mestre em Engenharia de Alimentos) - Fac. Eng. Alim. - Universidade Estadual de Campinas.
- 19- NORMAN, W.S. - Absorption, Distillation and Cooling Towers, ed. Wiley, New York, 1961.
- 20- ONDA, K.; TAKEUCHI, H.; OKUMOTO, Y. - Mass Transfer Coefficients Between Gas and Liquid Phases in Packed Columns. Journal of Chemical Engineering of Japan 1(1) 56-62; 1968a.
- 21- ONDA, K.; SADA, E.; TAKEUCHI, H. - Gas absorption with chemical reaction in packed columns. Journal of Chemical Engineering of Japan 1(1) 62-66; 1968b.
- 22- OYEVAAR, M.H.; MORSSINKHOF, R.W.J.; WESTERTEP, K.R. - Density, Viscosity, Solubility, and Diffusivity of CO₂ and N₂O in Solutions of Diethanolamine in Aqueous Ethylene Glycol at 298K. Journal of Chemical Engineering Data 34: 77-82, 1989.
- 23- OYEVAAR, M.H.; MORSSINKHOF, R.W.J. ; WESTERTEP, K.R. - The Kinetics of the Reaction Between CO₂ and Diethanolamine in Aqueous Ethyleneglycol at 298 K: a Viscous Gas-Liquid Reaction System for the Determination of Interfacial Areas in Gas-Liquid Contactors. Chemical Engineering Science, Volume 45(11): 3283-3298, 1990.
- 24- PERRY, R.H.; CHILTON, C.H. - Manual do Engenheiro Químico. 5^o edição, São Paulo, Ed. Macgraw-Hill, 1986.

- 25- PONTER, A.B.; BOYES, A.P. - The rupture of isothermal vertical liquid films. Journal of Chemical Engineering of Japan 5(1): 80-82, 1972.
- 26- PORTER, K.E.; KING, M.B.; VARSHNEY, K.C. - Interfacial Areas and Liquid-Film Mass Transfer Coefficients for a 3 Ft Diameter Bubble-Cap Plate Derived From Absorption Rates of Carbon Dioxide into Water and Caustic Soda Solutions. Transactions of the American Institute of Chemical Engineers, 44: T274-T283, 1966.
- 27- PURANIK, S.S.; e VOGELPOHL, A. - Effective Interfacial Area in Irrigated Packed Columns. Chemical Engineering Science 29: 501-507, 1974.
- 28- REID, R.C.; PRAUSNITZ, J.M.; SHERWOOD, T.K. - The properties of gas and liquids. 3^o edição, EUA, Ed. MacGraw-Hill, 1988.
- 29- RIZZUTI, L.; AUGUGLIARO, V.; LO CASCIO, G. - The Influence of the Liquid Viscosity on the Effective Interfacial Area in Packed Columns. Chemical Engineering Science, 36: 973-978, 1981.
- 30- SHARMA, M.M. & DANCKWERTS, P.V. - Chemical methods of measuring interfacial area and mass transfer coefficients in two-fluid systems. British Chemical Engineering, 15(5): 522-528, 1970
- 31- SHERWOOD, T.K. & HOLLOWAY, F.A.L. - Performance of packed towers - liquid film data for several packings. Transactions of the American Institute of Chemical Engineers, 36: 39-70, 1940.
- 32- SHULMAN, H.L.; ULLRICH, C.F.; WELLS, N. - I. Total, static and operating holdups. American Institution of Chemical Engineers Journal 1(2): 247-253, 1955a.

- 33- SHULMAN, H.L; ULLRICH, C.F.; PROULX, A.Z. e ZIMMERMAN, J.O. - II. Wetted and Effective Interfacial Areas, Gas - and liquid-phase Mass Transfer Rates. American Institution of Chemical Engineers Journal, 1(2): 253-258, 1955b.
- 34- SHULMAN, H.L; ULLRICH, C.F.; WELLS, N.; PROULX, A.Z. - III. Holdup for aqueous and nonaqueous systems. American Institution of Chemical Engineers Journal 1(2): 259-264, 1955c.
- 35- VIDWANS, A.D.; SHARMA, M.M. - Gas-side mass transfer coefficient in packed columns. Chemical Engineering Science, 22: 673-684, 1967.
- 36- YOSHIDA, F.; KOYANAGI, T. - Mass transfer and effective interfacial areas in packed columns. American Institution of Chemical Engineers Journal, 8(3): 309-316, 1962.
- 37- WALES, C.E. American Institution of Chemical Engineers Journal, 12: 1166, 1966.
- 38- WILKE, C.R. - Diffusional properties of multicomponent gases. Chemical Engineering Progress, 46(2): 95-104, 1950.
- 39- WILKE, C.R.; CHANG, P. - Correlation of diffusion coefficients in dilute solutions. American Institution of Chemical Engineers Journal, 1(2): 264, 1955.

APÊNDICE A - PROGRAMAS COMPUTACIONAIS

```

REM PROGRAMA PARA CALCULO DA AREA INTERFACIAL E CONDICoes EXPERIMENTAIS
REM EM EXPERIMENTOS DE ABSORCAO ENTRE NaOH CO2
REM CONTADOR
C = 0
REM CONSTANTES UTILIZADAS NAS EQUACOES DE COEFICIENTES DE T.M.
REM TENSao SUPERFICIAL CRITICA DO RECHEIO (Kg/H2)
TC = 73
REM QUAL A AREA ESPECIFICA DO RECHEIO SECO (M2/M3)
AT = 901.11
REM CTE GRAVITACIONAL (M/H2)
G = 1.27E+08
DP = .0294
REM QUAL O DIAMETRO NOMINAL DAS PARTICULAS DO RECHEIO (M)
DN = .007
REM TEMPERATURA DE OPEREACAO (K)
T = 298.15
REM CONSTANTES DOS GASES (Pa.M3/MOL.K); (ATM.M3/MOL.K)
R = 8.3144: RO = 8.2056E-05
REM AREA DE SECCAO RETA DA COLUNA UTILIZADA (M2)
ASR = .0055775
REM PRESSAO PARCIAL (ATM) DA H2O NA TEMPERATURA DE OPERACAO OBTIDA PELA
REM EQUACAO DE ANTOINE, UTILIZANDO DADOS FORNECIDOS PELO PROPERTIES...
PPH2O = .03102
REM DIFUSIVIDADE DO CO2 (CM2/S) NOS OUTROS COMPONENTES DA FASE GASOSA; H2O, N2
REM RETIRADAS DA TABELA 11-2 (PROPERTIES...)
DIH2O = .188
DIN2 = .167
REM VISCOSIDADE DOS COMPONENTES PUROS DA FASE GASOSA (cP)
REM N2 E CO2 EXTRAIDOS DA TABELA GILMONT E CORRIGIDOS PARA TEMPERATURA DE
REM OPERACAO PELA EQUACAO 9-3.8 (PROPERTIES...). H2O CALCULADO PELA EQUACAO
REM TEORICA DE CHAPMAN-ENSKOG (PROPERTIES...)
VICO2 = .0161: VISC(2) = .0161
VIN2 = .019: VISC(1) = .019
VIH2O = .0125: VISC(3) = .0125
REM MASSAS MOLECULARES DOS COMPONENTES DA FASE GASOSA (KG/MOL):N2, CO2, H2O
MM(1) = .026
MM(2) = .044
MM(3) = .018
REM RAZAO ENTRE A DIFUSIVIDADE DO OH- E DO CO2
RAZAODI = 1.67
PRINT "ENTRADA DE DADOS"
INPUT "QUAL O NUMERO DO EXPERIMENTO "; NUEXP$
INPUT "[NaOH] EM MOL/KG INICIAL"; XI
INPUT "QUAL A CONCENTRACAO EM PORCENTAGEM MASSICA DE ACUCAR NA SOLUCAO"; ACUCAR
40 INPUT "[NaOH] EM MOL/KG"; X
INPUT "QUAL O TEMPO DO EXPERIMENTO NESTA [NaOH]"; TEMPO
REM CALCULO DA MASSA MOLECULAR MEDIA DA SOLUCAO
FMAX = X * .044
FMAY = 1 - FMAX
Y = FMAY / .018
MP = X + Y
MM = 1 / MP
IF C = 1 GOTO 70
60 INPUT " PRESSAO ATMOSFERICA NO EXPERIMENTO (TORR) ="; PTORR
PATM = PTORR * .0013157
INPUT "QUAL A CONCENTRACAO EM MOLES DE CO2/MOLES NA MISTURA DE GAS=?"; POCO2
INPUT "QUAL A VAZAO DE GAS (L/H)=?"; VG
PPECO2 = (PATM - PPH2O) * POCO2
INPUT "QUAL A ALTURA DO LEITO EMPACOTADO (M)=?"; HLE
INPUT "QUAL A TAXA DE ABSORCAO DO EXPERIMENTO (MOLnaoh/KG.S)=?"; RNAOH

```

```

RKG = RNAOH / 2
70 INPUT "QUAL A MASSA DE MISTURA UTILIZADA NO EXPERIMENTO (KG)=?"; MKG
IF C = 1 GOTO 250
INPUT "VELOCIDADE SUPERFICIAL (M/s) ="; U
INPUT "DENSIDADE (kg/m3)"; D
INPUT "VISCOSIDADE (N.s/m2)"; V
INPUT "TENSAO SUPERFICIAL (nN/m)"; TS
TSKH = TS * 12960
250 REM CALCULO DA SOLUBILIDADE
C(1) = X * D / 1000
C(2) = C(1)
II(1) = 0.5 * (C(1) + C(2))
C(4) = (XI - X) * D / 1000
C(3) = C(4) * 2
II(2) = .5 * (C(3) + 4 * C(4))
CTEHE = .138 * II(1) + .093 * II(2)
CTEHE1 = 10 ^ (CTEHE)
HE = .030929 * (-7.76703E-03 * ACUCAR + 1.0042) * CTEHE1
IF C = 1 GOTO 600
REM CALCULO DA DIFUSIVIDADE DO CO2
REM UTILIZAMOS A RELACAO DE STOKES-EINSTEIN
DI = 1.98E-09 / ((.0008927 / V) ^ .85)
REM CALCULO DOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASSA PARA FASE LIQUIDA
REM UTILIZANDO A EQUACA DE ONDA(1968)
510 GM = U * D * 3600
REM EQUACAO DE ONDA
VON = 3600 * V
DIO = 3600 * DI
AM1 = -1.45 * ((TC / TS) ^ .75)
AM2 = (GM / (AT * VON)) ^ .1
AM3 = (GM ^ 2 * AT / (D ^ 2 * G)) ^ -.05
AM4 = (GM ^ 2 / (D * TSKH * AT)) ^ .2
AWP1 = EXP(AM1 * AM2 * AM3 * AM4)
AWP = 1 - AWP1
AW = AWP * AT
CFT1 = (D / MM) * .0051
CFT2 = ((GM / (AW * VON)) ^ (2 / 3))
CFT3 = ((AT * DN) ^ .4)
CFT4 = ((D / (VON * G)) ^ (1 / 3))
CFT5 = ((VON / (D * DIO)) ^ .5)
KLO = CFT1 * CFT2 * CFT3 / CFT4 / CFT5
OD = (.0051 * CFT2 * CFT3 / CFT4 / CFT5) / 3600
600 REM CALCULO DA CONSTANTE DE REACAO
NAOH = X * D
II = II(1) + II(2)
K2 = 10 ^ (13.635 - 2895 / T + .132 * II)
KT = K2 * NAOH / 1000
REM CALCULO DO NUMERO DE HATTA
HAO = (DI * KT) ^ .5 / OD
IF C = 1 GOTO 650
REM CALCULO NUMEROS ADMENSIONAIS
REY = GM / (AT * V * 3600)
SCH = V / (D * DI * RAZAODI)
FRO = U ^ 2 * AT / 9.80665
WEB = U ^ 2 * D / (AT * (TS / 1000))
RWEFR = WEB / FRO
REM CALCULO DAS PROPRIEDADES FISICAS DA FASE GASOSA
REM COMPOSICAO EM FRACAO MOLAR
Y(1) = (PATM - PPH2O - PPECO2) / PATM
Y(2) = PPECO2 / PATM

```

```

Y(3) = PPH2O / PATM
REM DENSIDADE (KG/M3)
REM UTILIZAMOS A EQUACAO DOS GASES IDEAIS
MMM = PPH2O * MM(3) + PPECO2 * MM(2) + Y(1) * PATM * MM(1)
DG = PATM * MMM / (RO * T)
REM DIFUSIVIDADE DO CO2 (CM2/S)
REM UTILIZANDO A LEI DE BLANC (PROPERTIES...)
DICO2 = 1 / (Y(1) / DIN2 + Y(3) / DIH2O)
REM VISCOSIDADE (CP)
REM UTILIZANDO A TEORIA CINETICA DE CHAPMAN-ENSKOG E A APROXIMACAO DE WILKE (PRC
FOR I = 1 TO 2
FOR J = 2 TO 3
TETA(I, J) = ((1 + ((VISC(I) / VISC(J)) ^ .5) * ((MM(J) / MM(I)) ^ .25)) ^ 2) /
TETA(J, I) = VISC(J) * MM(I) * TETA(I, J) / (VISC(I) * MM(J))
NEXT J
NEXT I
FOR I = 1 TO 3
TETA(I, I) = 1
NEXT I
CTE4 = 0
FOR I = 1 TO 3
CTE1 = Y(I) * VISC(I)
CTE3 = 0
FOR J = 1 TO 3
CTE2 = Y(J) * TETA(I, J)
CTE3 = CTE3 + CTE2
NEXT J
CTE4 = CTE4 + CTE1 / CTE3
NEXT I
650 REM CALCULO DA AREA INTERFACIAL EFETIVA EXPERIMENTAL UTILIZANDO A TEORIA DA
REM SUPERFICIE RENOVADA (DANCKWERTS, 1966) COM RESISTENCIA NA FASE GASOSA
KLRC = (DI * KT) ^ .5
RA = RKG * MKG / (ASR * HLE)
VEG = VG * DG / (MMM * 3600000)
VECO2 = VEG * POCO2
VEM = VEG - VECO2
VSCO2 = VECO2 - RA * ASR * HLE
PPSCO2 = VSCO2 * PATM / (VSCO2 + VEM)
PPMCO2 = (PPECO2 + PPSCO2) / 2
REM CALCULO DA SOLUBIDADE MEDIA DE CO2
S = PPMCO2 / HE
REM CALCULO DO FATOR DE AUMENTO MAXIMO
Ei = (1 / RAZAODI) ^ .5 + RAZAODI ^ .5 * NAOH / (2 * S)
KGA = RA / PPMCO2
GGG = DG * VG / (ASR * 3600000)
VISC = CTE4 / 1000
DIG = DICO2 / 10000
KG = (AT * DIG / (RO * T)) * 2 * (GGG / (AT * VISC)) ^ .7 * (VISC / (DG * DIG))
KG1MS = KG * RO * T
RFL = HE / KLRC
RFG = 1 / KG
AIETM = KGA * (RFG + RFL)
PRINT "CONSTANTE DE REACAO ="; KT
PRINT "PROPRIEDADES FISICAS"
PRINT "DENSIDADE ="; D; "(Kg/M3)"
VCP = 1000 * V
PRINT "VISCOSIDADE ="; V; "(N.s/M2) ou"; VCP; "(cp)"
DIC = DI * 10000
PRINT "DIFUSIVIDADE DO CO2="; DI; "(M2/s) ou"; DIC; "(CM2/s)"
PRINT "SOLUBILIDADE ="; S; "(MOL/M3)"

```

```

PRINT "TENSAO SUPERFICIAL =" ; TS ; "(mN/M)"
PRINT "COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASSA"
PRINT "EQ. DE ONDA KL =" ; OD ; "(M/s) ou" ; KLO ; "(KMOL/M2.H)"
PRINT "NUMERO DE HATTA UTILIZANDO KL DE ONDA =" ; HAO
PRINT "FATOR DE AUMENTO =" ; Ei
PRINT "NUMEROS ADMENSIONAIS"
PRINT "REYNOLDS =" ; REY ;
PRINT "SCHIMIDT =" ; SCH ;
PRINT "WEBER =" ; WEB ;
PRINT "FROUDE =" ; FRO ;
PRINT "RAZAO WEBER/FROUDE =" ; RWEFR
PRINT "AREA INTERFACIAL (M2/M3) =" ; AIETM
INPUT "DESEJA IMPRIMIR OS RESULTADOS (S,N)"; S$
IF S$ = "N" GOTO 1100
PRINT "          EXPERIMENTO " ; NUEXP$
PRINT "TEMPO DA AMOSTRA"; TEMPO
PRINT "[NAOH] EM MOL/KG =" ; X ;
IF C = 1 GOTO 700
PRINT
PRINT "VELOCIDADE SUPERFICIAL (M/s) =" ; U
PRINT
700 LPRINT "CONSTANTE DE REACAO =" ; KT ; "(1/s) ou" ; K2 ; "(1/mol.s)"
PRINT
IF C = 1 GOTO 750
PRINT "          PROPRIEDEADES FISICAS DA FASE LIQUIDA"
PRINT "          DENSIDADE =" ; D ; "(KG/M3)"
PRINT
PRINT "          VISCOSIDADE =" ; V ; "(N.s/M2) ou" ; VCP ; "(cP)"
PRINT
PRINT "DIFUSIVIDADE CO2 =" ; DI ; "(M2/s) ou" ; DIC ; "(CM2/s)"
PRINT
750 LPRINT "          SOLUBILIDADE =" ; S ; "(MOL/M3) :"; HE ; "CTE HENRY"
IF C = 1 GOTO 800
PRINT
PRINT "TENSAO SUPERFICIAL =" ; TS ; "(mN/M)"
PRINT
PRINT "          PROPRIEDEADES FISICAS DA FASE GASOSA"
PRINT "          DENSIDADE =" ; DG ; "(KG/M3)"
PRINT
PRINT "          VISCOSIDADE =" ; VISCG ; "(M.s/M2) "
PRINT
PRINT "DIFUSIVIDADE CO2 =" ; DIG ; "(M2/s) "
PRINT
PRINT
800 LPRINT "COEFICIENTES (M/S) E RESISTENCIAS (ATM.M2.S/MOL) DE TRANSFERENCIA DE
PRINT "COM REACAO QUIMICA :"; KLRC ; RFL
IF C = 1 GOTO 830
PRINT
PRINT "GASOSA : " ; KG1MS ; RFG
PRINT
PRINT "COEFICIENTE DA FASE LIQUIDA PELA EQ. DE ONDA :"; OD
PRINT
830 LPRINT "NUMERO DE HATTA UTILIZANDO KL DE ONDA =" ; HAO
PRINT
PRINT "FATOR DE AUMENTO =" ; Ei
IF C = 1 GOTO 850
PRINT
PRINT "          NUMEROS ADMENSIONAIS DA FASE LIQUIDA"
PRINT "REYNOLDS =" ; REY ; "          SCHIMIDT =" ; SCH
PRINT

```

```

LPRINT "WEBER =" ; WEB;
LPRINT " FROUDE =" ; FRO;
LPRINT "RAZAO WEBER/FROUDE =" ; RWEFR
LPRINT
850 LPRINT "
LPRINT
LPRINT "COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASSA GLOBAL (MOL/s.ATM.M3)"
LPRINT "KGA =" ; KGA;
LPRINT
LPRINT "AREA INTERFACIAL EFETIVA DE TRANSFERENCIA DE MASSA (1/M)"
LPRINT "AE =" ; AIETM
1100 INPUT "DESEJA INTRODUIZIR OUTRA CONCENTRACAO DE NaOH? S/N"; S$
C = 1
CLS
IF S$ = "S" GOTO 40
CLS
PRINT "
FIM"

```

```

REM PROGRAMA PARA CALCULO DA DENSIDADE, VISCOSIDADE, SOLUBILIDADE E
REM DIFUSIVIDADE DO CO2 EM SOLUCOES DE DIETANOLAMINA EM AGUA E ETILENOGLICOL
REM CONTADOR
C = 0
REM CONSTANTES UTILIZADAS NAS EQUACOES DE COEFICIENTES DE T.M.
REM TENSAO SUPERFICIAL CRITICA DO RECHEIO (Kg/H2)
TC = 73
REM QUAL A AREA ESPECIFICA DO RECHEIO SECO (M2/M3)
AT = 901.11
REM CTE GRAVITACIONAL (M/H2)
G = 1.27E+08
DP = .0294
REM QUAL O DIAMETRO NOMINAL DAS PARTICULAS DO RECHEIO (M)
DN = .007
REM PESOS MOLECULARES (G/MOL)
PETG = 62.069
PDEA = 105.14
PH2O = 18.016
PM(1) = PDEA
PM(2) = PETG
PM(3) = PH2O
REM FATORES DE ASSOCIACAO DE CADA COMPONENTE
FA(1) = 1
FA(2) = 1
FA(3) = 2.26
REM VOLUMES MOLARES DOS COMPONENTES PUROS A 298.15 K UTILIZANDO
REM A EQ. DE RAQUETT COM VALORES REFERENCIAIS EXTRAIDOS DO PERRY (MOL/CM3)
VM(1) = .010388
VM(2) = .01835
VM(3) = .055393
REM VOLUME MOLAR DA DEA NA TEMPERATURA NORMAL DE EBULICAO (CM3/MOL)
VMTE = 126.17
REM TENSAO SUPERFICIAL DOS COMPONENTES PUROS
REM DEA - CORRELACAO DE MACLEOD-SUGDEN (DYN/CM)
REM ETG e H2O - DADOS EXTRAIDOS JASPER (1972)
TSDEA = 47.41: TS(1) = 47.41
TSETG = 39.26: TS(2) = 39.268
TSH2O = 71.18: TS(3) = 71.18
REM TEMPERATURA DE OPERACAO (K)

```

```

T = 298.15
REM CONSTANTES DOS GASES (Pa.M3/MOL.K); (ATM.M3/MOL.K)
R = 8.3144: RO = 8.2056E-05
REM PARACORAS DOS COMPONENTES PUROS
PI(1) = 252.6
PI(2) = 139.6
PI(3) = 45.3
REM AREA DE SECCAO RETA DA COLUNA UTILIZADA (M2)
ASR = .0055775
REM PRESSAO PARCIAL (ATM) DA H2O NA TEMPERATURA DE OPERACAO OBTIDA PELA
REM EQUACAO DE ANTOINE, UTILIZANDO DADOS FORNECIDOS PELO PROPERTIES...
PPH20 = .03102
REM DIFUSIVIDADE DO CO2 (CM2/S) NOS OUTROS COMPONENTES DA FASE GASOSA; H2O, N2
REM RETIRADAS DA TABELA 11-2 (PROPERTIES...)
DIH2O = .188
DIN2 = .167
REM VISCOSIDADE DOS COMPONENTES PUROS DA FASE GASOSA (cP)
REM N2 E CO2 EXTRAIDOS DA TABELA GILMONT E CORRIGIDOS PARA TEMPERATURA DE
REM OPERACAO PELA EQUACAO 9-3.8 (PROPERTIES...). H2O CALCULADO PELA EQUACAO
REM TEORICA DE CHAPMAN-ENSKOG (PROPERTIES...)
VICO2 = .0161: VISC(2) = .0161
VIN2 = .019: VISC(1) = .019
VIH2O = .0125: VISC(3) = .0125
REM MASSAS MOLECULARES DOS COMPONENTES DA FASE GASOSA (KG/MOL):N2, CO2, H2O
MM(1) = .026
MM(2) = .044
MM(3) = .018
PRINT "ENTRADA DE DADOS"
INPUT "QUAL O NUMERO DO EXPERIMENTO "; NUEXP$
PRINT "INTRODUZA AS CONCENTRACOES EM FRACOES MOLARES OU EM MASSA (KG)"
INPUT "DESEJA INTRODUIR EM FRACOES MOLARES (S,N)"; S$
IF S$ = "S" GOTO 20
INPUT "[DEA] MEDIA EM MOL/KG"; X
INPUT "[DEA] (T=0) EM MOL/KG "; XI
INPUT "MASSA DE DEA (KG)"; MIDEA
INPUT "MASSA DE ETG (KG)"; MIETG
INPUT "MASSA DE H2O (KG)"; MH2O
MTSOL = MIDEA + MIETG + MH2O
H2ODEA = MIDEA - (XI * .10514 * MTSOL)
MCETG = MIETG * (1 - .000575)
Y = MCETG * 100 / (MIETG + MH2O + H2ODEA)
Z = (1 - (.10514 * X) - (Y / 100) * (1 - .10514 * X)) / .018016
GOTO 40
20 PRINT "FRACOES MOLARES"
INPUT "DEA ="; FM(1)
INPUT "ETG ="; FM(2)
FM(3) = 1 - FM(1) - FM(2)
REM TRANSFORMACAO DE FRACOES MOLARES PARA CONCENTRACOES
MM = FM(1) * PDEA + FM(2) * PETG + FM(3) * PH2O
MP = 1 / MM
X = FM(1) * 1000 / MM
Z = FM(3) * 1000 / MM
FMB(2) = FM(2) / (1 - FM(1))
FMB(3) = FM(3) / (1 - FM(1))
IF FM(2) = 0 THEN Y = 0
IF FM(2) = 0 GOTO 60
Y = 100 * FMB(2) * PETG / (FMB(2) * PETG + FMB(3) * PH2O)
GOTO 60
40 REM TRANSFORMACAO DE CONCENTRACOES EM FRACOES MOLARES
IF Y = 0 THEN YO = 0

```

```

IF Y = 0 GOTO 50
YO = (1 - (X * (PDEA / 1000)) - (Z * (PH2O / 1000))) / (PETG / 1000)
50 MP = X * .001 + YO * .001 + Z * .001
TM = 1 / MP
FM(1) = MM * .001 * X
FM(2) = MM * .001 * YO
FM(3) = MM * .001 * Z
50 INPUT " PRESSAO ATMOSFERICA NO EXPERIMENTO (TORR) ="; PTORR
PATM = PTORR * .0013157
INPUT "QUAL A CONCENTRACAO EM MOLES DE CO2/MOLES NA MISTURA DE GAS="; POCO2
INPUT "QUAL A VAZAO DE GAS (L/H)="; VG
PPECO2 = (PATM - PPH2O) * POCO2
INPUT "QUAL A ALTURA DO LEITO EMPACOTADO (M)="; HLE
INPUT "QUAL A TAXA DE ABSORCAO DO EXPERIMENTO (MOLdea/KG.S)="; RDEA
RKG = RDEA / 2
INPUT "QUAL A MASSA DE MISTURA UTILIZADA NO EXPERIMENTO (KG)="; MKG
INPUT "VELOCIDADE SUPERFICIAL (M/s) ="; U
REM EQUACOES P/ CALCULO DA DENSIDADE, VISCOSIDADE E SOLUBILIDADE, DIFUSIVIDADE
REM DO CO2 FORAM EXTRAIDAS DE OYEVAAR ET ALL. (1989)
REM obs: sao correlacoes empiricas com coeficientes de correlacao >= .99
REM CALCULO DA DENSIDADE
DE = .9958 + (.01555) * X - (.001141) * X ^ 2 + (.001534) * Y - (3.627E-06) * Y
DEN = (-.0002959) * X * Y + (.0000729) * X ^ 2 * Y + (1.656E-06) * X * Y ^ 2 - (
D = (DE + DEN) * 1000
GM = U * D * 3600
REM CALCULO DA VISCOSIDADE
IF Y = 0 GOTO 190
IF Y <= 70 THEN GOTO 160
VI = -.8344 - (.3671) * X + (.2561) * X ^ 2 + (.03697) * Y - (3.378E-06) * Y ^ 2
VIS = (.01941) * X * Y - (.00608) * X ^ 2 * Y - (.0001286) * X * Y ^ 2 + (3.633E
V = (2.7183 ^ (VI + VIS)) / 1000
GOTO 250
160 VI = -.1439 + (.38) * X - (.02928) * X ^ 2 + (.02039) * Y + (.0000812) * Y ^
VIS = (-.0002181) * X * Y + (.00131) * X ^ 2 * Y - (8.946E-06) * X * Y ^ 2 - (7.
V = (2.7183 ^ (VI + VIS)) / 1000
GOTO 250
190 VIO = -.1135 + (.2572) * X + (.04694) * X ^ 2
V = (2.7183 ^ (VIO)) / 1000
250 REM CALCULO DA SOLUBILIDADE
W = 1.34 + .00658 * Y - .000157 * (Y ^ 2) + 8.59E-07 * (Y ^ 3)
SO = .687 - (.014) * X - (.00269) * Y - (.00816) * Z + (.000118) * Z ^ 2 + (2.89
SA = SO * W
HE = RO * T / SA
REM CALCULO DA DIFUSIVIDADE DO CO2
REM UTILIZAMOS A RELACAO DE STOKES-EINSTEIN
DIF = (1.98E-09) - (3.17E-11) * Y + (3E-13) * Y ^ 2 - (1.51E-15) * Y ^ 3
IF Y = 0 THEN VD = .0008927
IF Y = 0 GOTO 372
IF Y <= 70 THEN GOTO 360
VID = -.8344 + (.03697) * Y - (3.378E-06) * Y ^ 2
VD = (2.7183 ^ VID) / 1000
GOTO 372
360 VID = -.1439 + (.02039) * Y + (.0000812) * Y ^ 2
VD = (2.7183 ^ VID) / 1000
372 CTE = DIF * (VD ^ .8)
DI = CTE / (V ^ .8)
REM DIFUSIVIDADE DA DEA UTILIZANDO A EQUACAO MODIFICADA DE WILKE-CHANG
FOR I = 1 TO 3
MKH(I) = FA(I) * FM(I) * PM(I)
MKH = MKH + MKH(I)

```

```

NEXT I
DDC = 7.48E-08 * (MKH ^ .5) * T / (V * 1000) / VMTE ^ .6
DD = DDC / 10000
REM CALCULO DA TENSAO SUPERFICIAL UTILIZANDO EQUACAO EMPIRICA DESENVOLVIDA
REM ESPECIALMENTE PARA A MISTURA DEA-ETG-H2O
TS = 84.6988 - 33.6762 * X + 10.5152 * (X ^ 2) - 1.2005 * Y + .0091 * (Y ^ 2) +
TSKH = TS * 12960
GOTO 510
507 INPUT "VELOCIDADE SUPERFICIAL (M/s) ="; U
REM CALCULO DOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASSA PARA FASE LIQUIDA
REM UTILIZANDO A EQUACAO DE ONDA(1968)
510 GM = U * D * 3600
REM EQUACAO DE ONDA
VON = 3600 * V
DIO = 3600 * DI
AM1 = -1.45 * ((TC / TS) ^ .75)
AM2 = (GM / (AT * VON)) ^ .1
AM3 = (GM ^ 2 * AT / (D ^ 2 * G)) ^ -.05
AM4 = (GM ^ 2 / (D * TSKH * AT)) ^ .2
AWP1 = EXP(AM1 * AM2 * AM3 * AM4)
AWP = 1 - AWP1
AW = AWP * AT
CFT1 = (D / MM) * .0051
CFT2 = ((GM / (AW * VON)) ^ (2 / 3))
CFT3 = ((AT * DN) ^ .4)
CFT4 = ((D / (VON * G)) ^ (1 / 3))
CFT5 = ((VON / (D * DIO)) ^ .5)
KLO = CFT1 * CFT2 * CFT3 / CFT4 / CFT5
OD = (.0051 * CFT2 * CFT3 / CFT4 / CFT5) / 3600
REM CALCULO DA CONSTANTE DE REACAO
DEA = X * D
IF Y = 0 THEN KX = 3.24
KY = .000707
IF Y = 0 GOTO 680
IF Y <= 30 THEN KX = 1.35
KY = .000812
IF Y <= 30 GOTO 680
IF Y <= 50 THEN KX = 1.26
KY = .000633
IF Y <= 50 GOTO 680
IF Y <= 70 THEN KX = 1.28
KY = .000315
IF Y <= 70 GOTO 680
IF Y < 90 THEN KX = .48
KY = .0002
680 KT = DEA / (1 / KX + 1 / (KY * DEA))
REM CALCULO DO NUMERO DE HATTA
HAO = (DI * KT) ^ .5 / OD
REM CALCULO NUMEROS ADMENSIONAIS
REY = GM / (AT * V * 3600)
SCH = V / (D * DD)
FRO = U ^ 2 * AT / 9.80665
WEB = U ^ 2 * D / (AT * (TS / 1000))
RWEFR = WEB / FRO
REM CALCULO DAS PROPRIEDADES FISICAS DA FASE GASOSA
REM COMPOSICAO EM FRACAO MOLAR
Y(1) = (PATM - PPH2O - PPECO2) / PATM
Y(2) = PPECO2 / PATM
Y(3) = PPH2O / PATM
REM DENSIDADE (KG/M3)

```

```

REM UTILIZAMOS A EQUACAO DOS GASES IDEAIS
MMMGM = PPH2O * MM(3) + PPECO2 * MM(2) + Y(1) * PATM * MM(1)
DG = PATM * MMMGM / (RO * T)
REM DIFUSIVIDADE DO CO2 (CM2/S)
REM UTILIZANDO A LEI DE BLANC (PROPERTIES...)
DICO2 = 1 / (Y(1) / DIN2 + Y(3) / DIH2O)
REM VISCOSIDADE (cP)
REM UTILIZANDO A TEORIA CINETICA DE CHAPMAN-ENSKOG E A APROXIMACAO DE WILKE (PRO
FOR I = 1 TO 2
FOR J = 2 TO 3
TETA(I, J) = ((1 + ((VISC(I) / VISC(J)) ^ .5) * ((MM(J) / MM(I)) ^ .25)) ^ 2) /
TETA(J, I) = VISC(J) * MM(I) * TETA(I, J) / (VISC(I) * MM(J))
NEXT J
NEXT I
FOR I = 1 TO 3
TETA(I, I) = 1
NEXT I
CTE4 = 0
FOR I = 1 TO 3
CTE1 = Y(I) * VISC(I)
CTE3 = 0
FOR J = 1 TO 3
CTE2 = Y(J) * TETA(I, J)
CTE3 = CTE3 + CTE2
NEXT J
CTE4 = CTE4 + CTE1 / CTE3
NEXT I
REM CALCULO DA AREA INTERFACIAL EFETIVA EXPERIMENTAL UTILIZANDO A TEORIA DA
REM SUPERFICIE RENOVADA (DANCKWERTS, 1966) COM RESISTENCIA NA FASE GASOSA
KLRC = (DI * KT) ^ .5
RA = RKG * MKG / (ASR * HLE)
VEG = VG * DG / (MMMGM * 3600000)
VECO2 = VEG * POCO2
VEM = VEG - VECO2
VSCO2 = VECO2 - RA * ASR * HLE
PPSCO2 = VSCO2 * PATM / (VSCO2 + VEM)
PPMCO2 = (PPECO2 + PPSCO2) / 2
REM CALCULO DA SOLUBIDADE MEDIA DE CO2
S = PPMCO2 / HE
REM CALCULO DO FATOR DE AUMENTO MAXIMO
Ei = (DI / DD) ^ .5 + (DD / DI) ^ .5 * DEA / (2 * S)
KGA(1) = RA / PPMCO2
KGA(2) = VECO2 * (2.3026 * (LOG(PPECO2 / PPSCO2))) / (ASR * HLE * PPMCO2)
G = DG * VG / (ASR * 3600000)
VISCg = CTE4 / 1000
DIG = DICO2 / 10000
KG(1) = (AT * DIG / (RO * T)) * 2 * (G / (AT * VISCg)) ^ .7 * (VISCg / (DG * DIG)
KG1MS = KG(1) * RO * T
KG(2) = .42468 * (DICO2 / .165) ^ 0.5 * (VG / (3600000 * ASR * .27)) ^ .7
KG2MS = KG(2) * RO * T
RFL = HE / KLRC
FOR I = 1 TO 2
FOR J = 1 TO 2
RFG(J) = 1 / KG(J)
AIETM(I, J) = KGA(I) * (RFG(J) + RFL)
NEXT J
NEXT I
PRINT "X="; X; "Y="; Y; "Z="; Z
PRINT "CONSTANTE DE REACAO ="; KT
PRINT "PROPRIEDEADES FISICAS"

```

```

PRINT "DENSIDADE =" ; D ; "(Kg/M3)"
VCP = 1000 * V
PRINT "VISCOSIDADE =" ; V ; "(N.s/M2) ou" ; VCP ; "(cp)"
DIC = DI * 10000
PRINT "DIFUSIVIDADE DO CO2=" ; DI ; "(M2/s) ou" ; DIC ; "(CM2/s)"
PRINT "DIFUSIVIDADE DA DEA=" ; DD ; "(M2/s) ou" ; DDC ; "(CM2/s)"
PRINT "SOLUBILIDADE =" ; SA ; "(ADMENSIONAL) ou" ; S ; "(MOL/M3)"
PRINT "TENSAO SUPERFICIAL =" ; TS ; "(mN/M)"
PRINT "COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASSA"
PRINT "EQ. DE ONDA KL =" ; OD ; "(M/s) ou" ; KLO ; "(KMOL/M2.H)"
PRINT "NUMERO DE HATTA UTILIZANDO KL DE ONDA =" ; HAO
PRINT "FATOR DE AUMENTO =" ; Ei
PRINT "NUMEROS ADMENSIONAIS"
PRINT "REYNOLDS =" ; REY ;
PRINT "SCHIMIDT =" ; SCH ;
PRINT "WEBER =" ; WEB ;
PRINT "FROUDE =" ; FRO ;
PRINT "RAZAO WEBER/FROUDE =" ; RWEFR
INPUT "DESEJA IMPRIMIR OS RESULTADOS (S,N)" ; S$
IF S$ = "N" GOTO 1100
IF C = 1 GOTO 866
LPRINT "                EXPERIMENTO " ; NUEXP$
LPRINT
LPRINT "[DEA] EM MOL/KG =" ; X ; "FRACAO MOLAR=" ; FM(1)
LPRINT
LPRINT "%ETG EM MASSA =" ; Y ; "FRACAO MOLAR=" ; FM(2)
LPRINT
LPRINT "[H2O] EM MOL/KG =" ; Z ; "FRACAO MOLAR=" ; FM(3)
LPRINT
866 LPRINT "VELOCIDADE SUPERFICIAL (M/s) =" ; U
LPRINT
LPRINT "CONSTANTE DE REACAO (1/s) =" ; KT
LPRINT
IF C = 1 GOTO 930
LPRINT "                PROPRIEDEADES FISICAS DA FASE LIQUIDA"
LPRINT "        DENSIDADE =" ; D ; "(KG/M3)"
LPRINT
LPRINT "        VISCOSIDADE =" ; V ; "(M.s/M2) ou" ; VCP ; "(CP)"
LPRINT
LPRINT "DIFUSIVIDADE CO2 =" ; DI ; "(M2/s) ou" ; DIC ; "(CM2/s)"
LPRINT
LPRINT "DIFUSIVIDADE DEA =" ; DD ; "(M2/s) ou" ; DDC ; "(CM2/s)"
LPRINT
LPRINT "        SOLUBILIDADE =" ; SA ; "(ADM) :"; S ; "(MOL/M3) :"; HE ; "CTE HENRY"
LPRINT
LPRINT "TENSAO SUPERFICIAL =" ; TS ; "(mN/M)"
LPRINT
910 LPRINT "                PROPRIEDADES FISICAS DA FASE GASOSA"
LPRINT "        DENSIDADE =" ; DG ; "(KG/M3)"
LPRINT
LPRINT "        VISCOSIDADE =" ; VISCG ; "(M.s/M2) "
LPRINT
LPRINT "DIFUSIVIDADE CO2 =" ; DIG ; "(M2/s) "
LPRINT
LPRINT
930 LPRINT "COEFICIENTES (M/S) E RESISTENCIAS (ATM.M2.S/MOL) DE TRANSFERENCIA DE
LPRINT "COM REACAO QUIMICA :"; KLRC ; RFL
LPRINT
LPRINT "GASOSA : B1 = " ; KG1MS ; " B2 = " ; KG2MS
LPRINT "        R1 = " ; RFG(1) ; " R2 = " ; RFG(2)

```

```

LPRINT
LPRINT "COEFICIENTE DA FASE LIQUIDA PELA EQ. DE ONDA :"; OD
LPRINT
LPRINT "NUMERO DE HATTA UTILIZANDO KL DE ONDA ="; HAO
LPRINT
LPRINT "FATOR DE AUMENTO ="; Ei
LPRINT
LPRINT "
NUMEROS ADMENSIONAIS DA FASE LIQUIDA"
LPRINT "REYNOLDS ="; REY; "
SCHIMIDT ="; SCH
LPRINT
LPRINT "WEBER ="; WEB;
LPRINT "
FROUDE ="; FRO;
LPRINT "RAZAO WEBER/FROUDE ="; RWEFR
LPRINT
LPRINT "
RESULTADOS EXPERIMENTAIS"
LPRINT
LPRINT "COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASSA GLOBAL (MOL/s.ATM.M3)"
LPRINT "KGA(1) ="; KGA(1); "
KGA(2) ="; KGA(2)
LPRINT
LPRINT "AREAS INTERFACIAIS EFETIVAS DE TRANSFERENCIA DE MASSA (1/M)"
LPRINT "AE(1,1) ="; AIETM(1, 1); "
AE(1,2) ="; AIETM(1, 2)
LPRINT "AE(2,1) ="; AIETM(2, 1); "
AE(2,2) ="; AIETM(2, 2)
1100 INPUT "DESEJA CONTINUAR COM UMA NOVA VELOCIDADE SUPERFICIAL? S/N"; S$
C = 1
CLS
IF S$ = "S" GOTO 507
CLS
PRINT "
FIM"

```