

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

*Este exemplar arquivado
a pedido da Faculdade de
Defesa e Aprovação
pela Comissão Julgadora em
16 de dezembro de 1986, sendo
o candidato Marcelino Luiz Gímenes.*

"ESTUDO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO COM
PRATOS PERFURADOS SEM VERTEDORES"

Autor : Marcelino Luiz Gímenes

Orientador: João A. F. R. Pereira

Tese submetida à Comissão de Pós-Graduação da
Faculdade de Engenharia de Campinas - UNICAMP
como parte dos requisitos necessários para
obtenção do grau de MESTRE EM ENGENHARIA
QUÍMICA

Campinas - SP - BRASIL

Dezembro - 1986

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

À ITANA

A G R A D E C I M E N T O S

Ao Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira
pela orientação e apoio prestados.

Ao CNPq - Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico pelo auxílio financeiro que permitiu a realização deste trabalho.

Ao Departamento de Engenharia Química - UNICAMP

A Universidade Estadual de Maringá - UEM

Aos amigos.

R E S U M O

O presente trabalho descreve o estudo do comportamento de uma coluna de destilação com pratos perfurados sem vertedores. A formação das dispersões líquido e vapor sobre os pratos é analisada em função das vazões das fases, propriedades físicas do sistema envolvido e características geométricas dos pratos perfurados utilizados, tendo-se variado a área livre de escoamento dos pratos de 8,3% a 28,5% em uma coluna de 0,099m de diâmetro e 12 estágios.

O sistema destilante utilizado nos experimentos foi o etanol-água. Os resultados experimentais mostram, sob condições destilantes o refluxo total e parcial, a formação das dispersões com regimes de escoamento das fases dos tipos borbulhamento, "Froth" e em regime formado parcialmente por um "spray", como também a ocorrência de movimentos oscilatórios na dispersão. A altura da dispersão formada sobre os pratos foi estudada e correlacionada com os parâmetros geométricos dos pratos (área livre, diâmetro do orifício), taxas de escoamento (vazão de líquido e vapor) e propriedades físicas do sistema destilante (viscosidade, tensão superficial e massa específica do vapor e líquido), por meio de análise adimensional.

Os resultados obtidos permitiram desenvolver correlações para a predição das velocidades superficiais máximas e mínimas de operação estável da coluna a refluxo total em função da área livre de escoamento dos pratos. Foram realizados estudos dos perfis de concentração de etanol na coluna em função de variáveis operacionais.

INDICE GERAL

	Página
Resumo	
CAPÍTULO 1 - Introdução	01
CAPÍTULO 2 - Análise da Literatura	04
2.1 - Introdução	05
2.2 - Regimes de Escoamento	07
2.2.1 - Regime de Borbulhamento	11
2.2.2 - Regime "Froth"	15
2.2.3 - Regime "Spray"	17
2.3 - Oscilação da Dispersão	19
2.4 - Altura da Dispersão	24
2.5 - Transferência de Massa	35
2.6 - Conclusões	39
CAPÍTULO 3 - Parte Experimental	41
3.1 - Introdução	42
3.2 - Equipamentos	42
3.2.1 - A Torre de Destilação	42
3.2.2 - O Refervedor	45
3.2.3 - O Condensador	47
3.2.4 - Os Pratos	47
3.3 - Sistema Destilante	48
3.4 - Procedimento Experimental	49
3.4.1 - Altura da Dispersão	55
3.4.2 - Cálculo das Vazões da Fase Líquido e Vapor e da Velocidade Superficial	55
3.4.3 - Medida da Composição da Fase Líquida	57

CAPÍTULO 4 - Resultados Experimentais - Análise	60
4.1 - Introdução	61
4.2 - Regimes de Escoamento	61
4.3 - Oscilações da Dispersão	71
4.4 - Altura da Dispersão	77
4.5 - Perfis de Composição - Análise da Transferência de Massa	93
4.6 - Influências dos Movimentos Oscilatórios	105
4.7 - Efeito da Área Livre do Prato	107
4.8 - Conclusões	112
CAPÍTULO 5 - Modelagem	
5.1 - Introdução	115
5.2 - Altura da Dispersão	115
5.3 - Região de Operação da Coluna	122
5.4 - Eficiência dos Estágios da Coluna	126
5.5 - Conclusões	132
CAPÍTULO 6 - Conclusões e Sugestões	137
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	141
APÊNDICES:	
A - Estimativa de Propriedades e Dados do Sistema Etanol-água	145
B - Cálculos e Programas	155
C - Resultados Experimentais (tabelas)	166
NOMENCLATURA	186

Capítulo - 1
Introdução

1. INTRODUÇÃO

A destilação é uma operação unitária baseada no contato das fases líquido e vapor, para separação de líquidos. Embora sua utilização prática venha desde o século XI, onde era empregada na obtenção de bebidas, a sua teoria somente foi estudada em 1893, por Sorel (1). Desde então esta operação tem sido substancialmente estudada e aperfeiçoada e no momento é o método industrial mais frequentemente utilizado, como processo de separação.

O objetivo de um equipamento de destilação, bem como de qualquer equipamento de contato gás-líquido, como é o caso da absorção, é proporcionar o contato íntimo entre as fases. Neste sentido as colunas de pratos são largamente utilizadas em ambas operações, para promoção do contato entre as fases.

Diversos são os tipos de pratos que podem ser utilizados nas colunas, mas de uma maneira geral eles podem ser divididos em dois tipos: os que possuem vertedores e o que não possuem vertedores. As colunas de pratos que não utilizam vertedores, especificamente com pratos perfurados, possuem maior capacidade, apresentam menor queda de pressão, os pratos são de fácil construção, pois só requerem perfurações dos orifícios, são de baixo custo, de fácil manutenção e os mais adequados para destilações onde entupimentos e incrustações ocorrem com frequência.

A vantagem e importância de colunas de pratos perfurados sem vertedores é evidente para qualquer operação de contato gás-líquido. No entanto não se encontram na literatura dados que sejam suficientes para permitir o projeto deste tipo de

coluna para a operação de destilação. Alguns trabalhos tem sido feitos sobre o estudo da hidrodinâmica do escoamento em pratos sem vertedores. No entanto estes trabalhos foram realizados em modelos físicos de um único prato para contatar as fases, utilizando baixa temperatura sem a ocorrência da transferência de massa e calor entre as fases, as quais são inerentes à destilação.

Assim o presente trabalho tem como objetivos:

a) Estudar os tipos de dispersões líquido-vapor que se formam sobre pratos perfurados de uma coluna sem vertedor, em função dos parâmetros geométricos dos pratos (área livre) e das vazões das duas fases, em condições de destilação.

b) Estudar os tipos de movimentos oscilatórios da dispersão, que ocorrem neste tipo de coluna e sua influência na estabilidade de operação da coluna.

c) Estudar a altura da dispersão formada sobre os pratos da coluna em função das vazões de ambas as fases, parâmetros geométricos dos pratos e propriedades da dispersão.

d) Estudar as condições de operação determinando as vazões de líquido e vapor em que a coluna pode trabalhar estávelmente em condições de ocorrer a separação dos componentes.

Capítulo - 2
Análise da Literatura

2.1. INTRODUÇÃO

A hidrodinâmica de escoamento e contato das fases líquido e vapor através das colunas de pratos dependem basicamente dos tipos de pratos e da existência de vertedor ou não. As colunas que utilizam pratos com vertedores promovem o contacto entre as fases por meio de um escoamento cruzado, utilizando dispositivos em separado para a passagem do líquido (os vertedores, vide figura 2.1a) e do vapor (válvulas, perfurações, etc.), enquanto as colunas sem vertedores promovem o contacto entre as fases por meio de um escoamento em contra-corrente, onde o vapor e o líquido passam através das mesmas aberturas existentes nos pratos (vide figura 2.1b).

O escoamento contra-corrente nos pratos sem vertedores ocorre de forma pulsada, com as aberturas dos pratos deixando passar intermitentemente líquido e vapor. Tal fluxo das duas fases, através dos mesmos orifícios, só é possível quando a pressão hidrostática varia sobre o prato. Se condições hidrodinâmicas forem completamente uniformes sobre a área total do prato, o escoamento das duas fases não seria possível. Deste modo a dispersão líquido-vapor que se forma sobre o prato é de natureza dinâmica e de regime não estacionário.

As condições hidrodinâmicas que se desenvolvem sobre os pratos determinam as taxas de transferência de massa e calor, assim para um estudo de uma coluna de destilação, o conhecimento das alturas de dispersões e de líquido, oscilações, dos regimes de escoamento e dos tipos de dispersões que se formam sobre os pratos se torna imprescindível.

Nos itens seguintes será apresentada uma revisão bibliográfica a respeito dos regimes de escoamento, alturas das dispersões e oscilações para os pratos sem vertedores. Tal revisão se baseia em estudos realizados utilizando modelos onde são simulados o comportamento do escoamento das fases líquida e gasosa, por meio de gases e líquidos inertes, a baixas temperaturas sem ocorrência dos fenômenos de transferência de massa e calor, que são inerentes à destilação. Será também apresentado uma revisão a respeito da transferência de massa que ocorre nas dispersões formadas sobre os pratos sem vertedores, as quais se baseiam em sua maioria em experimentos com pratos tipos grelha ou então operações de absorção.

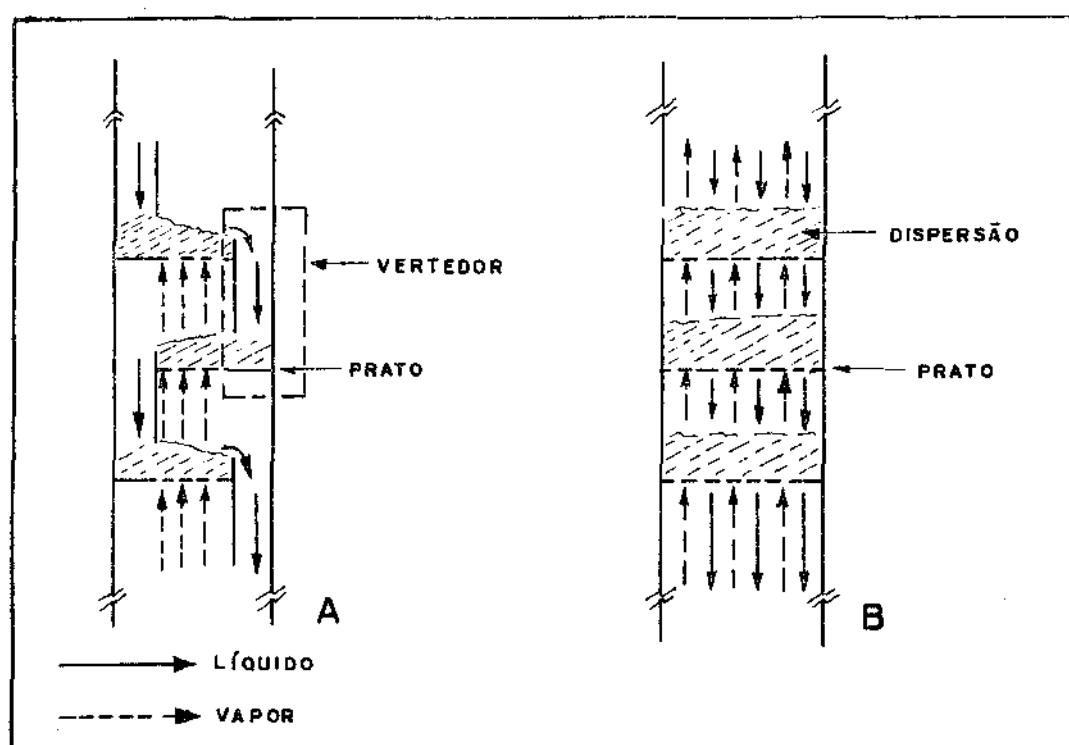


Figura 2.1 - Colunas de pratos.

A) Com vertedores

B) Sem vertedores

2.2 REGIMES DE ESCOAMENTO

No escoamento contra-corrente das fases líquido e vapor através de um prato sem vertedor, vários autores determinaram que diferentes regimes de escoamento podem existir e que as condições hidrodinâmicas em que estes ocorrem variam dependendo das vazões de líquido e principalmente das vazões de gás.

Rylek e Standart (2) apresentam diversos regimes de escoamento, os quais são mostrados na figura 2.2, representados em gráfico logarítmico da queda de pressão através do prato e da dispersão, em função das vazões de líquido e velocidade do gás. Cervenka e Kolar (3) também apresentam diferentes regimes de escoamento que foram observadas em pratos perfurados sem vertedores. Tais regimes são apresentados no gráfico da figura 2.3, onde é descrita a dependência do líquido retido sobre o prato em função da velocidade do gás e da vazão de líquido.

Estes autores descrevem em seus trabalhos a ocorrência de um regime de escoamento em que as duas fases fluem através da coluna sem que haja retenção de líquido sobre os pratos, oferecendo pouco ou quase que nenhum contacto entre as fases. Por ser a destilação uma operação de transferência de massa e calor, necessitando de contacto ótimo entre as fases, este regime (de não retenção de líquido sobre o prato) não é de importância. A condição de operação ótima para uma coluna de destilação deve ser aquela em que ocorra um eficiente contacto entre as fases e a região de operação de uma coluna, em termos de vazões, deve ter como limite inferior a retenção de líquido sobre o prato (ponto de retenção) e limite superior a inunda-

ção (ponto de inundação). Dentro destes limites, diferentes regimes de escoamento podem ocorrer onde as fases líquido e vapor se contatam de forma diferente.

Cervenka e Kolar (3) observaram, a partir do ponto de retenção de líquido sobre o prato os seguintes regimes: borbulhamento (III), espuma celular (IV), circulação (V) e oscilação (VI) (fig.2.3). Os regimes de escoamento apresentados por estes autores dentro da região de operação do prato são em maior número que os regimes apresentados por Rylek e Standart (2). A região CD (fig.2.2), com o regime de borbulhamento apresentada por Rylek e Standart (2), engloba os regimes (III) e (IV) apresentados por Cervenka e Kolar (3) e a região DE de Rylek e Standart (2) engloba os regimes de circulação e de oscilação descritos por Cervenka e Kolar (3).

As observações a respeito das regiões em que os regimes de escoamento ocorrem, nem sempre se manifestam claramente. Como exemplo, o regime de circulação (fig.2.3) pode não ser observado ou mesmo não ocorrer se a coluna possui um diâmetro razoavelmente grande. Assim, a região de operação da coluna pode ser caracterizada pela existência de três principais regimes: regime de borbulhamento, regime de espuma móvel ou "froth" e regime "spray".

As características destes regimes serão apresentadas nos itens a seguir. A importância das observações e estudo está ligada ao fato de que são esses regimes que estabelecem as condições de contato na dispersão proporcionando a transferência de massa entre as fases.

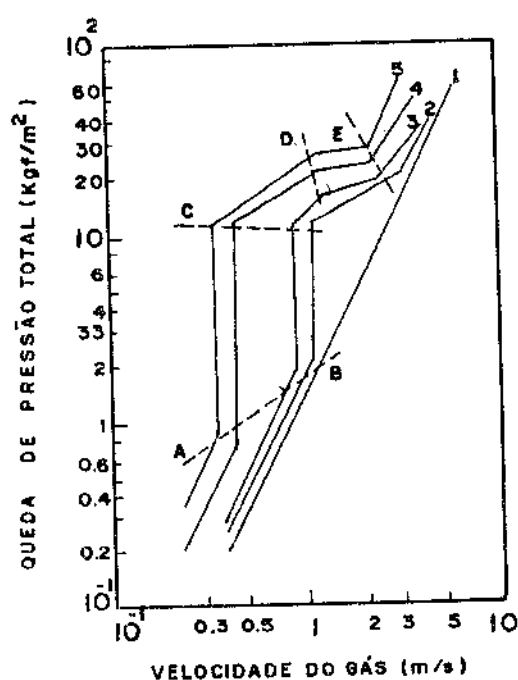


Figura 2.2 - 'Regimes de escoamento', queda de pressão total em pratos s/ vertedor versus velocidade superficial de gás à várias vazões de líquido.

Taxas de líquido (Kg/m ² h)		Regime de escoamento
1	0	A - não retenção de líquido
2	1650	AC - retenção de líquido
3	3780	CD - borbulhamento
4	11200	DE - "Froth"
5	21100	

[Rylek e Standart (2)].

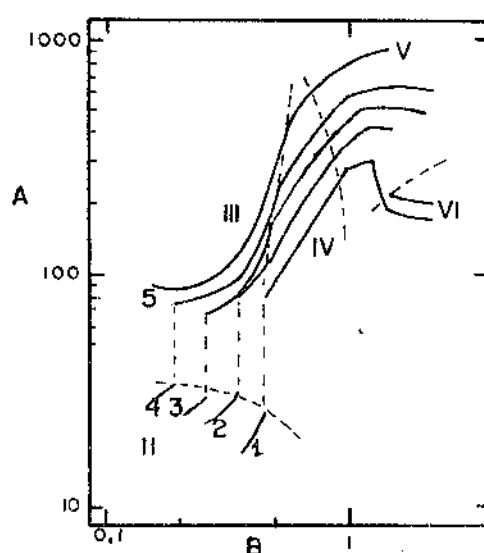


Figura 2.3 - Líquido retido versus velocidade do gás.

A - líquido retido em (N/m^2), B - velocidade do gás (m/s)

Taxas de líquido (Kg/sm^2)		Regime de escoamento
1	0,4	I e II - não retenção de líquido
2	0,7	III - borbulhamento
3	1,2	IV - espuma celular
4	2,0	V - circulação
5	4,0	VI - oscilação

[Cervenka e Kolar (3)]

2.2.1 REGIME DE BORBULHAMENTO

O ponto de retenção do líquido sobre o prato, marca o início da região de operação. Durante a retenção observa-se um brusco aumento na queda de pressão total (fig.2.2. A-C). Após a retenção de líquido sobre o prato inicia-se a formação de bolhas nos orifícios, produzindo uma dispersão esparsa gás-líquido chamada "borbulhamento".

O regime de borbulhamento é ilustrado na figura 2.2, iniciando no ponto C e finalizando no ponto D. Sob as condições de borbulhamento a queda de pressão, altura da dispersão e a quantidade de líquido retida no prato aumentam com a velocidade do gás a vazão de líquido constante (figs.2.4, 2.5 e 2.6).

O regime típico de borbulhamento é caracterizado pela existência de uma camada de líquido próxima à superfície do prato, através da qual as bolhas de gás flutuam livremente. Acima desta camada de líquido forma-se uma camada de espuma. Com o aumento da vazão de gás escoando através da dispersão, para uma dada taxa de escoamento de líquido, a proporção de orifícios disponíveis para drenagem do líquido diminui e a quantidade de líquido retido sobre o prato aumenta. Ao mesmo tempo ocorre um aumento na frequência de formação das bolhas a qual é manifestada por um gradual crescimento da camada de espuma, até que toda a dispersão se transforme em uma espuma de estrutura celular. Essa espuma de estrutura celular é descrita por Cervenka e Kolar (3), fig 2.3.

Para a transição de toda dispersão em espuma uma teoria é usada, declarando que a flutuação livre das bolhas sem acúmulo

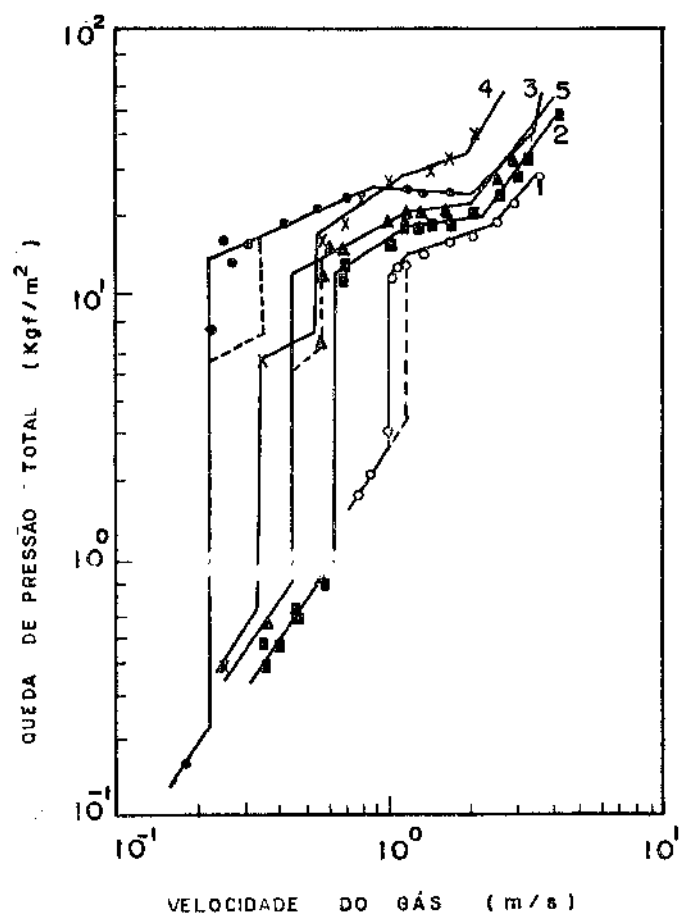


Figura 2.4 - Queda de pressão total versus velocidade superficial do gás, para diversas áreas livres (ϕ).

Vazão de líquido = 8060 ($\text{Kg/m}^2\text{h}$)

- | | |
|------------|------------|
| 1: = 24,7% | 4: = 16,2% |
| 2: = 20,7% | 5: = 18,3% |
| 3: = 18,1% | |

[Zelinsk, Y.G. e Kafarov, V.V., Int.Chem.Engng.1,74,(1961)]

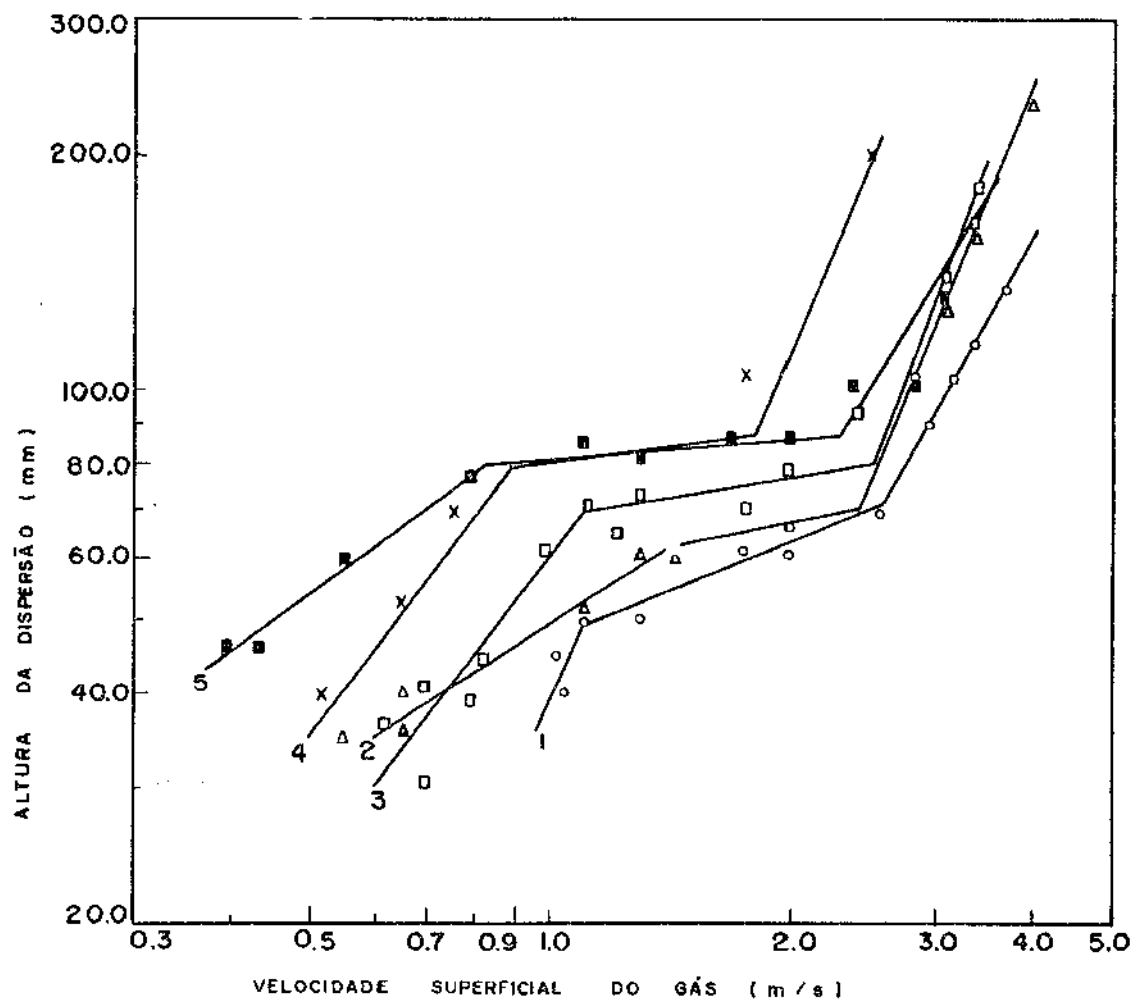


Figura 2.5 - Altura da dispersão versus velocidade superficial do gás, para diversas áreas livres (ϕ).

Vazão de líquido = 8060 (Kg/m²h)

1: = 24,7% 4: = 16,2%

2: = 20,7% 5: = 18,3%

3: = 18,1%

[Zelinsk, Y.G. e Kafarov, V.V., Int.Chem.Engng.1,74,(1961)]

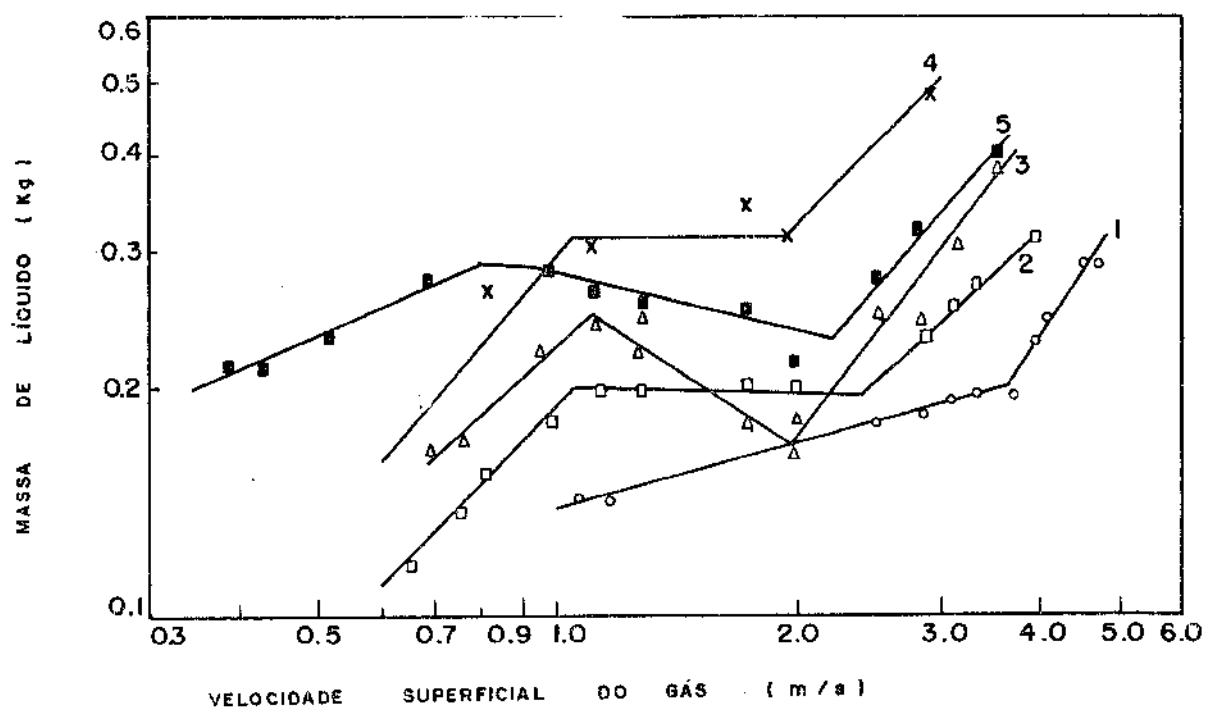


Figura 2.6 - Massa de líquido versus velocidade superficial do gás, para diversas áreas livres (ϕ).

Vazão de líquido = $8060 \text{ (Kg/m}^2 \text{ h)}$

1: = 24,7% 4: = 16,2%

2: = 20,7% 5: = 18,3%

3: = 18,1%

[Zelinsk, Y.G. e Kafarov, V.V., Int.Chem.Engng.1,74,(1961)]

de gás no líquido (que é a condição de borbulhamento) é possível somente sob certas circunstâncias, quando a velocidade superficial do gás v é menor do que $v_b \cdot \varepsilon$, onde ε é a porosidade e v_b a velocidade de ascensão das bolhas. Quando a velocidade do gás, v , é maior que $v_b \cdot \varepsilon$, a flutuação livre não garante a remoção de todo o gás escoando através da dispersão, por isto bolhas de gás começam a se acumular na camada de líquido formando uma espuma móvel (2). Hai e colaboradores (4), afirmam que o aparecimento de espuma sobre os pratos ocorre somente em equipamentos de pequena escala, enquanto que Rylek e colaboradores (5) atribuem o aparecimento da mesma à propriedades físicas dos fluidos contactantes.

O processo de "borbulhamento" é então completado quando todo líquido no prato muda para um estado de espuma turbulenta, devido ao acúmulo de bolhas de gás no seio do líquido. O novo regime que se forma, regime "froth", é caracterizado pela espuma móvel. O ponto de transição para este regime é chamado de ponto de aeração.

2.2.2 REGIME "FROTH"

A partir do ponto de aeração, em que toda a dispersão adquire um estado de espuma móvel, inicia-se o regime "froth". Este regime difere em sua forma estrutural da espuma estável, formada no final da fase de borbulhamento, apresentando correntes desordenadas de bolhas, correntes de gás e películas de líquido.

A velocidade de ascensão do gás neste regime é 10 (dez) vezes maior que a velocidade de ascensão livre da bolha. Portanto colisões frequentes de bolhas e correntes de bolhas têm lugar e são acompanhadas por coalescência e quebra das bolhas e jatos de gás. Observa-se transformação das bolhas em correntes desordenadas com formação de novas bolhas. Em consequência o líquido pode expandir em fracas películas, juntar em gotas ou camadas. Dessa maneira a quebra e reformação da interface na camada de espuma móvel ocorre, durante a mistura muito intensa das fases. São esses fatores que asseguram um marcado aumento nas taxas de transferência de massa e transferência de calor dentro da camada de espuma móvel, quando comparados com o borbulhamento.

No estágio final da fase "froth" a coalescência das bolhas individuais e a formação de correntes passando através da dispersão se tornam tão intensas que levam a mistura gás-líquido a oscilar (fig.2.2 - ponto E). Cervenka e Kolar (3) descrevem esta fase de oscilação da dispersão em dois regimes: oscilações de meia onda e oscilações de onda completa, os quais são descritos no item 2.3. A passagem para a fase de oscilação é acompanhada pelo aumento da altura de espuma, quantidade de líquido sobre o prato e como consequência aumento na queda de pressão, sendo que durante esta fase, o fluxo de líquido através dos orifícios varia bruscamente. Em baixas velocidades de gás, antes da fase oscilatória, o líquido drena a uma taxa uniforme através dos orifícios do prato. Quando se estabelecem as oscilações, o líquido é visto fluir através das áreas que correspondem às regiões móveis da onda de oscilação.

Quando a velocidade do gás se aproxima do limite superior da fase "froth", cada orifício inicia 'jatos', ocorrendo então a mudança da dispersão gás em líquido para uma dispersão de líquido em gás - "spray". Este fenômeno é conhecido como inversão de fase (2) e é acompanhado de variações no comportamento hidrodinâmico da dispersão e em consequência, de variação nas taxas de transferência de massa.

2.2.3 REGIME "SPRAY"

A maioria dos trabalhos apresentados sobre estudos das dispersões pouco mencionam sobre a existência deste regime de escoamento em pratos perfurados sem vertedores. Zuiderweg (7) comenta que a ocorrência deste regime, nos pratos das colunas convencionais, com vertedores, se dá em altas velocidades de gás e baixas vazões de líquido, com todo o líquido retido sobre o prato sendo completamente disperso em pequenas gotas pela ação de jatos de vapor vindo dos orifícios ou perfurações dos pratos. De forma semelhante para pratos sem vertedores, ao descrever a variação da altura da dispersão sobre os mesmos, Rylek e Standart (2), comentam que a altura da dispersão que pouco aumentava com a vazão de gás a partir de determinada vazão passa a aumentar rapidamente e então a dispersão começa a mudar a sua estrutura de espuma (regime "froth") para um sistema sem estrutura, composto de gotas, membranas de líquido e jatos de gás, o qual constitui o regime "spray".

Com o aumento da velocidade do gás neste regime a quantidade de líquido sobre o prato aumenta, assim como a altura da

dispersão aumenta até que toda ela preencha os espaços entre os pratos. Para uma dada vazão de líquido, dependendo das propriedades físicas dos fluídos e dos parâmetros geométricos do prato, existe uma velocidade de gás definida na qual o líquido não mais flui através da coluna, sendo interrompido o seu fluxo contra-corrente através dos pratos; nestas condições, a coluna termina por inundar.

Sendo este regime característico de altas velocidades de vapor ou gás, a existência de oscilações na dispersão é seguramente esperada, e assim os poucos trabalhos com pratos perfurados sem vertedores em seus resultados, nas regiões de altas velocidades onde ocorre regime "spray", tem se preocupado mais na descrição dos movimentos oscilatórios que ocorrem na dispersão e pouco tem sido descrito sobre a estrutura da dispersão neles formadas.

A importância dos regimes de escoamento e dispersões que se desenvolvem sobre os pratos está diretamente ligada à área interfacial entre as fases. Cada um dos regimes de escoamento apresenta-se de forma diferente no que refere a formação da área interfacial e consequentemente diferente quanto aos fenômenos de transferência de calor e massa os quais influem diretamente na eficiência da destilação.

No presente trabalho serão observados os diferentes regimes de escoamento e dispersões que se formam sobre os pratos durante a operação de destilação na coluna, em função das vazões de vapor, líquido, parâmetros geométricos do prato (área livre do prato, diâmetro de orifício, espessura do prato).

2.3 OSCILAÇÃO DA DISPERSÃO

Devido a natureza dinâmica do escoamento contra-corrente que se desenvolve sobre os pratos sem vertedores a superfície superior da dispersão formada sobre os pratos apresenta-se sempre de forma irregular. Porém operando em baixas vazões de líquido e gás principalmente, esta superfície pode ser considerada uniforme, ou seja a altura da dispersão se mantém aproximadamente constante em toda a sua extensão. A medida que é aumentada a vazão de gás, a altura da dispersão deixa de ser constante e a bifase começa a apresentar movimentos oscilatórios devido a passagem do gás.

Biddulph e Stephens (8) observaram a ocorrência de dois tipos de oscilações na mistura gas-líquido, durante a operação de pratos perfurados com vertedores, utilizando sistema ar-água, oscilações de onda completa e oscilações de meia onda.

As oscilações de onda completa são aquelas em que a bifase gás-líquido move-se simultaneamente a partir das paredes da coluna encontrando-se no centro do prato, formando um pico e então move-se em direção oposta ao centro chocando-se contra as paredes da coluna (fig.2.7a).

As oscilações de meia onda são oscilações em que toda a bifase move-se de lado a lado da coluna chocando-se contra as paredes da coluna (fig 2.7b).

Os dois tipos de oscilações apresentam a formação de picos e vales, nas oscilações de onda completa, forma-se pico no centro do prato e próximo as paredes da coluna, nas oscilações de meia onda, somente nas proximidades da parede da coluna. Tais picos são devidos as colisões da bifase, que causam o

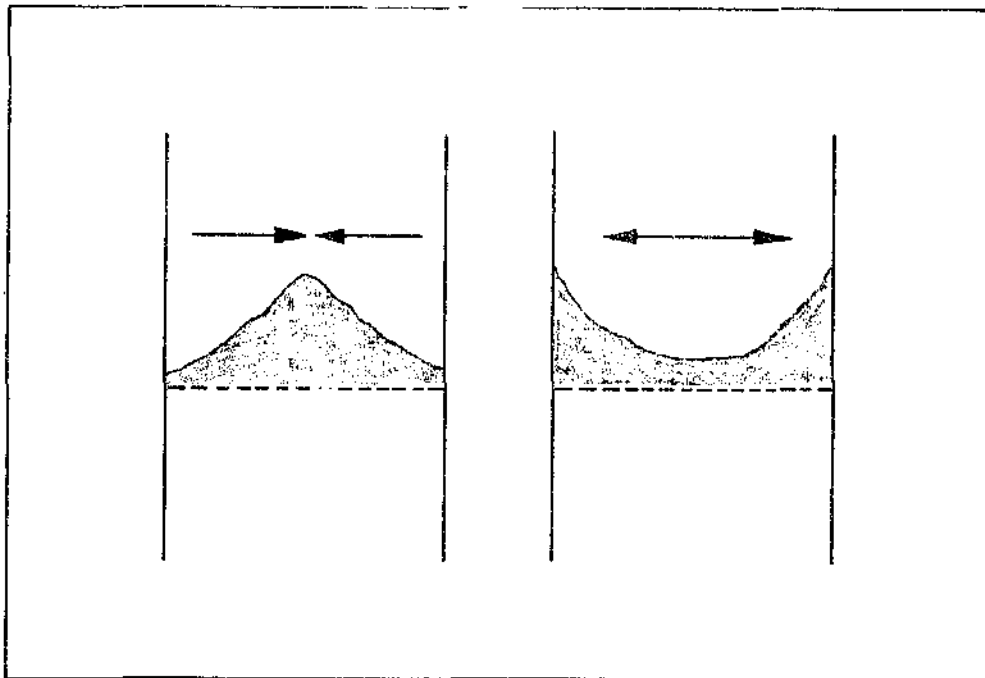


Figura 2.7.a - Oscilação do tipo onda completa.

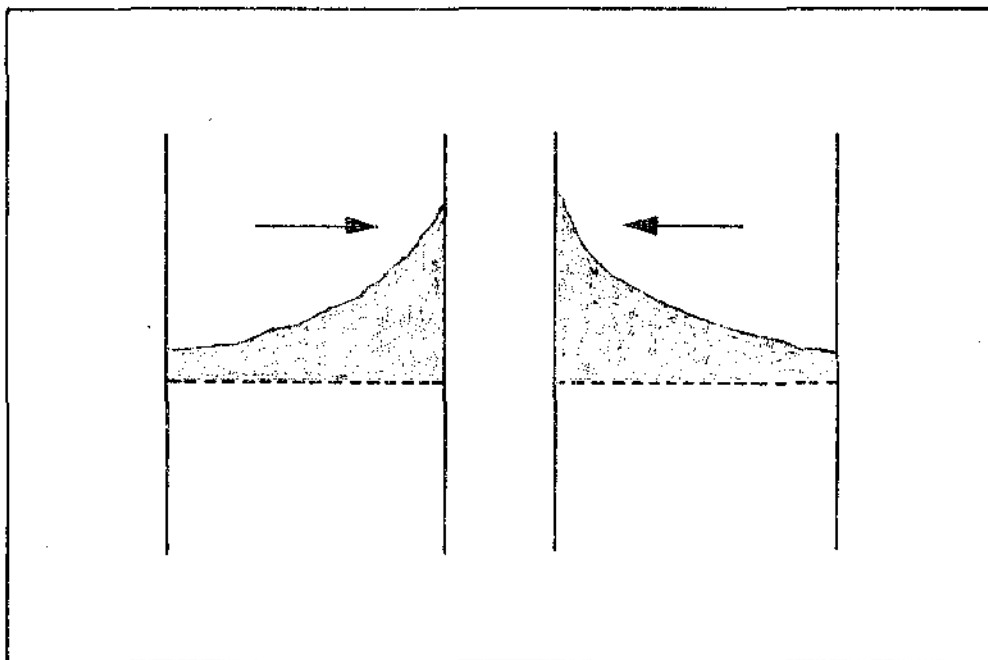


Figura 2.7.b - Oscilação do tipo meia onda.

lançamento de um "spray" na parte superior da dispersão. Se o espaçamento dos pratos é muito próximo este " spray" se constitui arraste para o prato acima.

Steiner e Standart (9) observaram que em baixas taxas de escoamento são formadas ondas na dispersão gás líquido de maneira desordenada, que se tornam maiores e mais ordenadas com o aumento da taxa de escoamento do gás. As oscilações de onda completa são características de baixas velocidades. Se a velocidade do vapor é aumentada gradualmente, a natureza da dispersão torna-se um tanto desordenada, com picos movendo-se nas cercanias dos pratos, chegando a um ponto crítico em que a oscilação se torna violenta, oscilando de lado a lado da coluna, caracterizando a oscilação de meia onda.

Segundo Biddulph e Stephens (8) as oscilações da mistura gás-líquido ocorrem quando o comprimento de onda, das ondas formadas torna-se igual ao diâmetro da coluna (oscilações de onda completa) e duas vezes ao diâmetro da coluna (oscilações de meia onda).

Shoukry, Cemerk e Kolar (10) comentam que os movimentos oscilatórios do tipo meia onda, em pratos perfurados sem vertedores, são acompanhados simultaneamente por um movimento rotacional da dispersão em torno do centro do prato. É que durante esses movimentos o líquido drena pelas periferias do prato, como mostra a figura (2.8a). Durante as oscilações de onda completa, figura (2.8b), existe a formação de um círculo nodal, com o líquido drenando ora pelo centro deste círculo, ora pela periferia do prato, junto às paredes.

Cruz S.L.(6) atribui a existência dos movimentos rotacionais da dispersão, que ocorrem durante as oscilações de

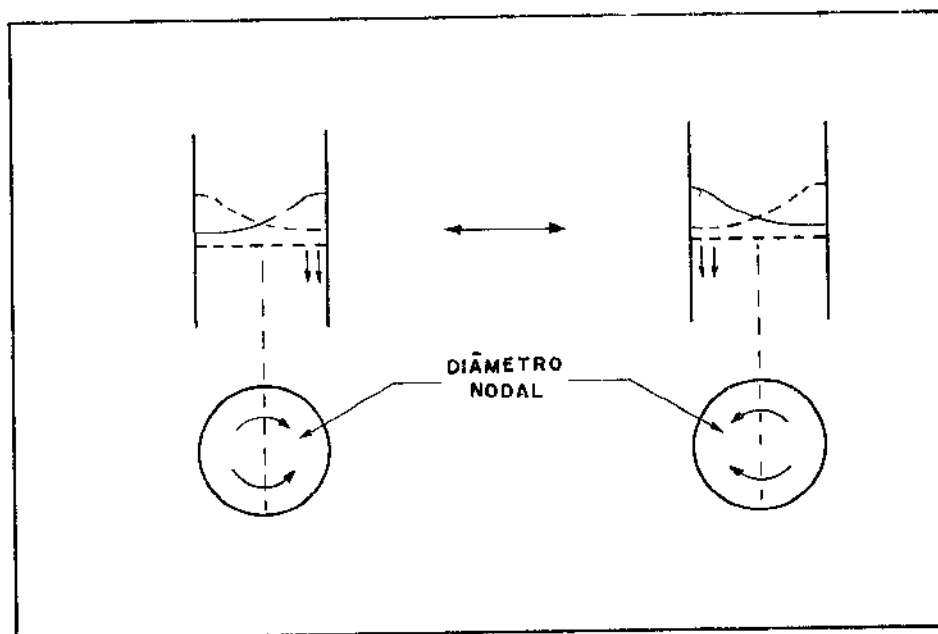


Figura 2.8.a - Oscilação do tipo meia onda com movimento rotacional.

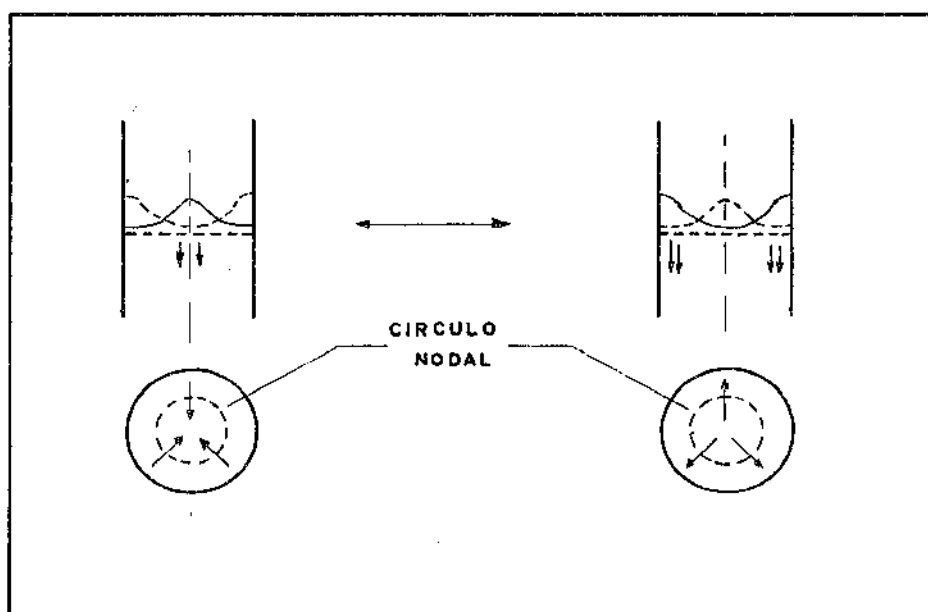


Figura 2.8.b - Oscilação do tipo onda completa.
[Shoukry, Cermak e Kolar (10)]

meia onda, à geometria das colunas de pratos perfurados sem vertedores. Durante essas oscilações a dispersão colide com a parede circular da coluna em diferentes pontos e sendo essas colisões sucessivas, levam a estabilização de um movimento rotacional por parte da onda, o que não é possível na coluna de pratos com vertedores. Em seu trabalho, S.L. Cruz (6), propôs a seguinte equação para a velocidade do gás na qual tem-se o início dos movimentos oscilatórios rotacionais:

$$V_{03} = 1,2 \sqrt{g \cdot D} \cdot \frac{L^*}{G^*} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{-0,31} \cdot \phi^{0,85} \quad (2.1)$$

A presença dos movimentos oscilatórios aumentam significativamente a instabilidade da operação causando a inundação prematura e baixa eficiência do prato, devido ao arraste que aumentam com as oscilações. No entanto Rylek e Standart, conforme cita a referência (11), descrevem a fase de oscilação como especialmente favorável para transferência de calor e massa, uma vez que durante esta fase tem lugar grande turbulência e mistura do líquido sobre o prato.

Dessa forma verifica-se que os movimentos oscilatórios exercem papel importante no desempenho dos equipamentos de transferência de massa, no caso coluna de pratos sem vertedores e assim neste sentido, no presente trabalho as oscilações da bifase serão estudadas, sendo observadas seu comportamento em todos os pratos da coluna, em função da geometria dos pratos e vazões de líquido e vapor utilizadas.

2.4 ALTURA DA DISPERSÃO

Para cada combinação de escoamento de líquido e vapor em dada área livre do prato uma certa quantidade de líquido é retida no prato. A passagem do vapor através dessa quantidade de líquido promove a formação da área interfacial entre as fases, expandindo a altura do líquido transformando-o em dispersão. A altura da dispersão que se forma sobre os pratos é função das taxas de escoamento das duas fases, dos parâmetros geométricos do prato e das propriedades físicas das fases (6).

A importância da altura da dispersão em relação à destilação está ligada à transferência de massa e transferência de calor, quanto maior a altura desta maior o tempo de contato entre as fases e conseqüentemente maior a eficiência obtida no prato. Porém um limite na altura da dispersão é imposto pelo espaçamento dos pratos (R). O espaçamento dos pratos para uma coluna qualquer é descrito pela seguinte forma:

$$R = H + M \quad (2.2)$$

onde H é a altura da dispersão e M é a distância entre a dispersão e o prato acima. Para o caso de pratos sem vertedores, tipo grelha, industrial, o valor de M é recomendado em torno de 0,08 a 0,10 m., para que os espaços entre os pratos não sejam totalmente preenchido pela dispersão, evitando então o arraste. (2)

Rylek e Standart (2) em seus trabalhos com pratos perfurados sem vertedores, tipo grelha, apresentam a relação generalizada da altura da dispersão em função da velocidade no

orifício, para uma determinada taxa de líquido e definidas propriedades físicas, proposta por Kasatkin e colaboradores. Estes autores apresentam as condições hidrodinâmicas em diagrama logarítmico da altura da dispersão versus a velocidade do gás no orifício (fig. 2.9).

Em baixas velocidades estes autores afirmam que 'espuma' de boas propriedades é formada e que a altura da dispersão aumenta com o quadrado da velocidade do gás no orifício. (fig. 2.9 linha 1-A), o que corresponde na figura 2.2 à linha CD (regime de borbulhamento). Um aumento além na velocidade do gás no orifício, em qualquer ponto A1, A2, A3, cuja localização é determinada pela carga de líquido e diâmetro equivalente do orifício, a dispersão começa a mudar e uma outra fase ocorre, na qual a altura da dispersão varia muito pouco. Esta outra fase estende-se até os pontos B1 ou B2 ou B3 e é caracterizada pelo fato de que a energia da corrente de gás ser absorvida principalmente pelas mudanças na estrutura da dispersão. Nos pontos B1 ou B2 ou B3 toda dispersão se transforma num sistema sem estrutura, formado de gotas e membranas de líquido, com passagem de correntes de gás (regime "spray"). Inicia-se então a segunda função quadrática (fig 2.9, linha B-2), onde H é também uma função quadrática da velocidade do gás no orifício.

Para determinação das condições hidrodinâmicas sobre os pratos, os autores sugeriram o uso das equações (2.3) a (2.8) a seguir, denominando o fator B da equação (2.3) como índice da condição hidrodinâmica sobre o prato.

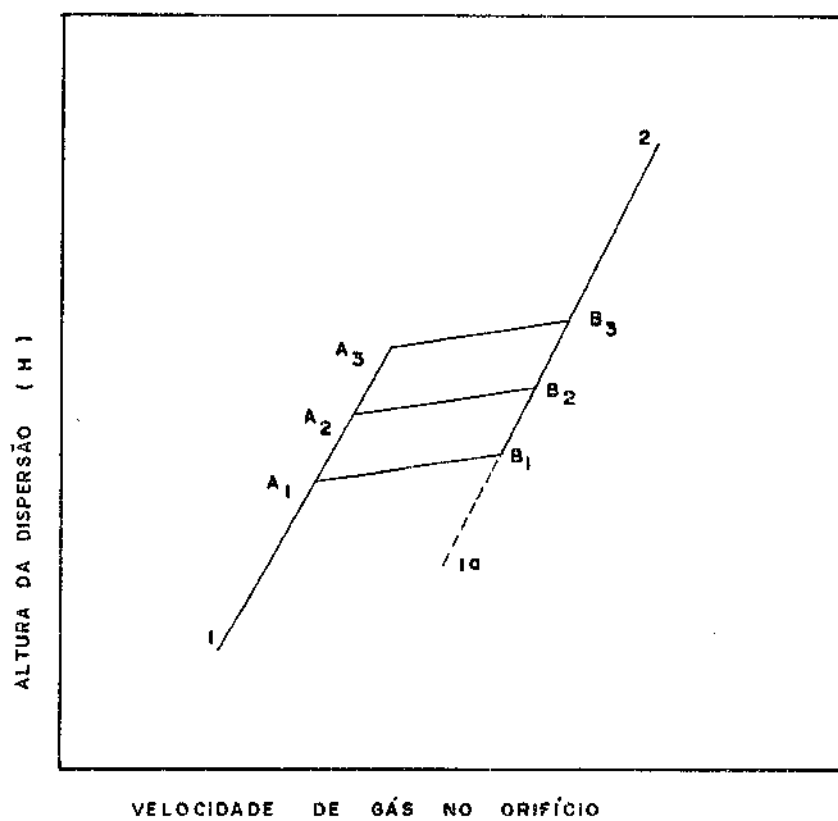


Figura 2.9 - Altura da dispersão como função logarítmica da velocidade do gás no orifício.

[Rylek e Standart (2)].

$$Y = B \cdot e^{-4x} \quad (2.3)$$

$$X = \left(\frac{L^*}{G^*} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{1/8} \quad (2.4)$$

$$Y = \frac{v^2}{g \cdot d_e \phi^2} \frac{\rho_g}{\rho_L} \left(\frac{\mu_L}{\mu_{H_2O}} \right)^{0,16} \quad (2.5)$$

Para pratos sem vertedores tipo 'grelha', determinaram os valores de B correspondentes as condições operacionais estáveis (ponto de retenção) $B=2,95$ e final da fase de operação estável (ponto de inundação) $B=10$. Com base nos valores de B propuseram então as seguintes equações, válidas nos respectivos intervalos, para o cálculo da altura da dispersão.

$$F_r = \frac{\rho_g}{\rho_L} \cdot c = 3,23 \cdot 10^3 \quad B \leq 2,95 \quad (2.6)$$

$$F_r = \frac{\rho_g}{\rho_L} \cdot C = 1,10 \cdot 10^{-1} \cdot B \quad \begin{array}{l} 2,95 \leq B \leq 10 \\ \phi \leq 15\% \\ de \leq 6 \text{ mm} \end{array} \quad (2.7)$$

$$F_r = \frac{\rho_g}{\rho_L} \cdot C = 1,10 \cdot 10^{-3} \quad \begin{array}{l} B \leq 10 \\ \phi \leq 30\% \\ 6 \text{ mm} \leq de \leq 12 \text{ mm} \end{array} \quad (2.8)$$

onde:

$$F_r = \frac{v_o^2}{g \cdot H} \quad e \quad C = \left(\frac{L^{*2} \cdot \mu_L \cdot \gamma_L}{g \cdot \sigma^3} \right)^{0,067}$$

Conforme citação em (2), Molokanov, Aleksandrov e Skoblo usaram a equação (2.3) e a compararam com dados experimentais obtidos por outros autores e verificaram que o valor de B, índice de condição hidrodinâmica, varia de acordo com o diâmetro da coluna.

Rylek e Standart comentam em (2), que em torno de 75% dos pontos experimentais de Ksatkin correspondem às equações (2.6), (2.7) e (2.8), com uma precisão média de 30%, os outros 25% remanescentes diferem das equações por mais de 30%.

É também apresentada em (2), de forma muito simples, a equação (2.9), sugerida por Pozin e colaboradores:

$$H = c.v^n + d \quad (2.9)$$

Tal equação prediz a altura da dispersão em função da velocidade superficial do gás e de coeficientes c , d e n , que devem ser determinados experimentalmente, onde n varia dentro dos limites de 0,5 - 1,5.

O primeiro conjunto de equações, equações (2.3) a (2.8), envolvem a velocidade do gás no orifício, o que é na realidade muito difícil de ser medida, devido a forma pulsante e intermitente de escoamento que ocorre nos pratos sem vertedores, necessitando portanto de um valor médio. Adicionado ainda ao fato de que B , neste conjunto de equações, é variável de acordo com o diâmetro da coluna, essas equações não se mostram de grande utilidade para cálculo da altura da dispersão. A equação (2.9) relatada no artigo de Rylek e Standart (2), é apresentada de maneira muito resumida, não é referida o tipo exato de prato a ser utilizado, se pratos perfurados sem vertedores ou se tipo 'grelha'.

Outras equações tem sido propostas para descrever a altura da dispersão sobre os pratos, porém estas se baseiam em uma relação quantitativa entre as fases líquida e gasosa.

A relação quantitativa entre as fases líquido e vapor é descrita pela porosidade da bifase. Por se relacionar com a expansão do líquido sobre o prato, ou seja com a área interfacial entre as fases, a porosidade é muito importante na avaliação dos coeficientes de transferência de massa dos filmes líquido e gasoso.

A porosidade é definida como a razão entre o volume ocupado pela fase vapor (ou gás) na dispersão e o volume ocupado por toda a dispersão e é usualmente medida por meio da altura da dispersão (H) e a altura de líquido (h).

$$\epsilon = \frac{H - h}{H} \quad (2.10)$$

A dispersão formada sobre os pratos sem vertedores não é homogênea, a parte superior da dispersão apresenta maior volume de gás e assim a porosidade varia em toda extensão da altura da dispersão (12). Dessa forma a porosidade quando medida através do uso da equação (2.10), representa a porosidade média em toda extensão da dispersão.

A partir de combinação de expressões propostas para a altura de líquido (h) e porosidade (ϵ), utilizando-se da equação (2.10), relações para a altura da dispersão (H) podem ser obtidas, na seguinte forma:

$$H = \frac{h}{1 - \epsilon} \quad \text{ou} \quad H = H(h, \epsilon) \quad (2.11)$$

As correlações que se encontram em literatura para obtenção da altura de líquido e porosidade que podem ser assim combinadas de modo a fornecer expressões que permitam calcular a altura da dispersão, segundo a relação (2.11), são propostas por Mahendru e Hackl (13), Cruz S.L.(6) e Rylek e Standart (2)

S. L. Cruz (6), em seus trabalhos com pratos perfurados sem vertedores, propôs, com base nos experimentos e análise

dimensional, a seguinte equação para o cálculo da altura de líquido sobre o prato.

$$h = 1,0 \cdot 10^2 \frac{L^{0,9} \cdot v^{1,3} \cdot \rho_g^{0,1} \cdot (\mu_L / \sigma)^{0,2}}{g \cdot \rho_L \cdot \phi^{3,0} \cdot D^{1,8} (d/T)^{0,8}} \quad (2.12)$$

Para os mesmos experimentos, através de observações das variáveis que influenciam a porosidade, a seguinte equação:

$$\varepsilon = 0,72 \cdot \left(\frac{v^2}{g \cdot h} \right)^{0,05} \phi^{0,03} \quad (2.13)$$

As equações, (2.11) e (2.12), quando combinadas por meio da equação (2.10), fornecem para o cálculo da altura da dispersão (H), a expressão:

$$H = \left[1,0 - 0,72 \left(\frac{v^2}{g \cdot h} \right)^{0,05} \phi^{0,03} \right]^{-1} \cdot h \quad (2.14)$$

De forma semelhante e baseado nas expressões para a porosidade e altura de líquido, propostas por Mahendru e Hackl (13), a equação (2.15) é obtida para o cálculo da altura da dispersão (H).

$$H = \frac{0,0691 \cdot L^{*11} (v \cdot v_{LG} / \rho_{\text{out}})^{3/4} \left[\frac{v^3}{g \cdot h} - \frac{v_{LG}^3}{\rho_L} \right]^2}{\rho_L \phi^{1/2} (T/d)^{11,42}} \quad (2.15)$$

$$n = 0,3162 \cdot \phi^{-1/4}$$

As equações (2.14) e (2.15), quando analisadas do ponto de vista de sua origem, não diferem entre si, ambas são totalmente empíricas e foram originalmente obtidas a partir de análise dimensional de variáveis que influem as alturas de líquido e dispersão sobre o prato, resultando em correlações de (h) que depois foram transformadas em termos de porosidade segundo a equação (2.10), por meio das alturas das dispersões também medidas, não sendo assim obtida a partir de uma porosidade média para a dispersão, previamente correlacionada. Em relação as suas obtenções: a equação (2.15) foi obtida de dados para sistemas ar-água, com pratos de área livre de 18% a 32% e diâmetro de coluna de 0.31 m e sua aplicabilidade é para sistemas pouco ou não espumantes. A equação (2.14), obtida com pratos de até 20% de área livre, diâmetro de colunas de 0,098 m e 0.180 m, com os sistemas ar-água e ar-soluções aquosas de etanol, sob variadas condições de viscosidade e tensão superficial, podendo então ser aplicada a sistemas com variada formação de espuma.

Zuiderweg e Harmens (14), estudando a influência do fenômeno de tensão superficial no desempenho de colunas de destilação, observam que diferentes alturas de dispersão são forma-

das para mesmas condições de escoamento para os diversos sistemas destilantes. Estes autores explicam que as diferentes alturas de dispersão encontradas estão relacionadas com o tipo de sistema destilante.

Apresentando uma classificação dos sistemas destilantes em positivos, aqueles onde o componente mais volátil tem menor tensão superficial e sistemas negativos, aqueles onde o componente mais volátil tem maior tensão superficial. Os autores comentam que a própria transferência de massa, causa uma estabilização da espuma formada sobre os pratos para os sistemas positivos, o que faz com que a altura da dispersão se torne maior nestes sistemas, que nos sistemas negativos. Tal estabilização da espuma, está relacionada com modificações locais da tensão superficial. Para sistemas positivos o tempo de vida das bolhas é aumentado por causa do reforço que ocorre entre as adjacências das bolhas. Nestes sistemas, devido a transferência de massa, ocorre uma preferencial saturação do componente mais pesado nas adjacências da superfície da bolha, aumentando a tensão superficial localmente, fazendo com que líquido seja drenado entre as bolhas impedindo a coalescência das mesmas. Se a diferença de tensão superficial dos componentes destilantes é elevada, espuma pode ser formada. A estabilização de bolhas é mostrada na figura (2.10). Nos sistemas negativos esta estabilização não ocorre e por isso estes sistemas possuem uma maior preferência de formação de "spray".

Embora as equações apresentadas por S. L. Cruz (6) levem em consideração a influência de parâmetros como viscosidade e tensão superficial, os quais são importantes na formação de espuma em dispersões, tais equações não levam em conta o efei-

to de estabilização de bolhas e espumas que decorre da própria transferência de massa, uma vez que para obtenção destas equações um modelo hidráulico a baixa temperatura foi utilizado para coleta de dados, onde condições de destilação não se realizavam.

Dada a importância da transferência de massa, para sistemas positivos, na estabilização de bolhas e espumas e em consequência a sua influência na altura das dispersões formadas sobre os pratos, no presente trabalho procuraremos correlacionar a altura da dispersão formada sobre os pratos da coluna, em condições destilantes, em função das taxas de escoamento das fases e parâmetros geométricos dos pratos.

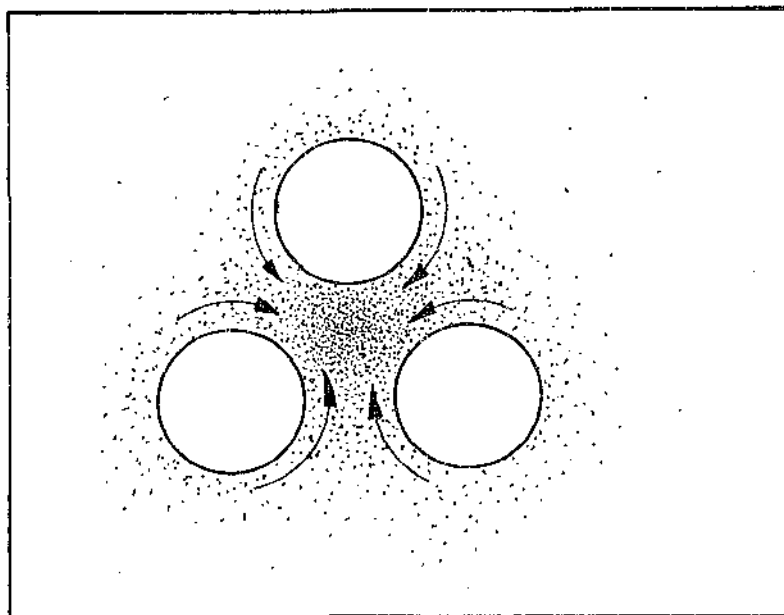


Figura 2.10 - Estabilização de bolhas e espuma em sistemas destilantes 'positivos'

- - região de menor tensão superficial
- - região de maior tensão superficial

[Zuiderweg e Harmens (14)]

2.5 TRANSFERÊNCIA DE MASSA

A operação ideal para uma coluna de destilação seria aquela na qual as taxas de escoamento fornecem máxima capacidade e máxima eficiência na transferência de massa, porém não se encontra muito claro até hoje se estas duas condições podem existir simultaneamente. Rylek e Standart (2) e J. C. King (15), tem observado que a eficiência da transferência de massa aumenta com o aumento da velocidade do vapor, nas proximidades do ponto de inundação. Rylek e Standart (2), comentam que este aumento é explicado pelo aumento da área interfacial, visto que com a maior velocidade de vapor maior quantidade de bolhas são formadas e também pelo aumento da altura da dispersão, a qual sendo maior proporciona maior tempo de contato entre as fases. Porém comentam os mesmos autores que para determinadas velocidades de vapor a influência do arraste exerce papel importante no decréscimo da eficiência.

Um fator muito importante a ser considerado na transferência de massa é o regime de escoamento das fases, ou seja as características das dispersões formadas sobre os pratos. Quando a distância entre os pratos é suficientemente grande é possível aumentando a velocidade de vapor, alcançar uma velocidade crítica na qual a dispersão sobre o prato se transforme de regime "froth", para regime "spray". A transição destes regimes acarretam modificações consideráveis na área interfacial, as quais por sua vez influem diretamente na eficiência da transferência de massa. Hai e colaboradores (4) estudando pratos perfurados com vertedores comentam que, nos projetos de pratos, a desconsideração do regime de escoamento, com a utiliza-

ção de equações válidas para o regime "froth" sendo extrapoladas para o regime "spray", leva a resultados muito diferentes dos obtidos experimentalmente.

Poucos trabalhos tem sido feito em relação à transferência de massa em colunas de pratos perfurados sem vertedores e nestes poucos trabalhos o que se tem medido são os coeficientes globais de transferência de massa das fases (K_L e K_G) ou o número de unidades de transferência das fases (N_{OG} e N_{OL}).

Os coeficientes de transferência de massa, bem como os números de unidades de transferência, são funções das condições hidrodinâmicas. Para o caso dos pratos sem vertedores esses coeficientes, relatado a unidade de área efetiva do prato, são muito maiores devido à maior área disponível para transferência de massa que se tem nesses pratos pelo fato da inexistência do vertedor.

Sharma e colaboradores (16) estudando absorção em colunas de pratos perfurados sem vertedores, com pratos de área livre de 14,5%, 21,0% e 29,6%, apresentam as seguintes relações para os coeficientes de transferência de massa.

$$K_G \cdot a = 2,61 \cdot 10^{-1} \cdot \phi^{1,75} L^{0,6} \cdot v^{1,2} \quad (2.16)$$

$$K_L \cdot a = 4,2 \cdot 10^{-2} \cdot \phi^{2,2} L^{0,6} \cdot v^{1,2} \quad (2.17)$$

Onde $K_G a$ e $K_L a$ são os coeficientes de transferência de massa baseados no volume total da coluna, para a fase líquida e fase gasosa respectivamente.

V. Kolar (17) cita em seu trabalho a expressão:

$$K_g = 950 \cdot \left(\frac{V^*}{\rho_g} \right)^{0,72} \cdot h^{0,5} \quad (2.18)$$

Obtida por Solomacha e colaboradores através de medidas de 125 dados experimentais de absorção (amônia-ar), feitos com 16 tipos de pratos sem vertedores em coluna de 120 mm de diâmetro.

Zuiderweg e Harmens (14) verificaram que a altura da dispersão é um parametro importante na transferência de massa. Sistemas com maiores altura de dispersão para uma mesma velocidade de gás apresentam maior eficiência, devido ao maior tempo de permanência do gás na dispersão.

V. Kolar (17) apresenta uma expressão teórica para o valor do coeficiente global K_g , derivada a partir da área interfacial obtida para pratos sem vertedores.

$$K_g \propto \left(\frac{\phi}{1-\phi} \right)^{1,075} \cdot \left(\frac{D \cdot \rho_g}{\mu_g} \right) \left(\frac{h \cdot \Delta p^3}{\mu_g V^* \rho_g} \right)^{0,25} \quad (2.19)$$

Comenta este autor que os coeficientes de transferência de massa para uma mistura líquido-vapor, para pratos de diferentes tipos pode ser expressa em um largo intervalo de variáveis como função de potência das velocidades e da queda de pressão.

Com base na relação entre a energia dissipada e taxa de transferência de massa na dispersão. Kastanek e Rylek (18) propuseram uma correlação para o cálculo do número de unidades de transferência da fase gasosa, N_{og} , a partir do qual a eficiência da transferência de massa pode ser calculada.

$$N_{og} = c \cdot \Delta P_f \quad (2.20)$$

A constante c da equação acima necessita de ser determinada experimentalmente, e para caso de destilação do metanol o valor de c obtido em pratos tipo grelha (área livre 10,5% - 23,6) é 0,0705. ΔP_f é o valor da perda de pressão aparente, somente na dispersão.

Kastanek e Rylek (18) comentam que em geral o número de unidades de transferência da fase gasosa (N_{og}) é correlacionado da seguinte forma.

$$N_{og} = K \cdot v^a \cdot \Delta p^b \quad (2.21)$$

Alguns autores consideram a constante K , na expressão (2.21) somente função das propriedades físico-químicas do sistema destilante e outros consideram, além disso, como função das áreas livre do prato.

A partir desta análise de literatura para pratos sem vertedores, verifica-se que as relações apresentadas para descre-

ver a transferência de massa, se baseiam nas propriedades físicas do sistema em estudo, área livre de escoamento, perda de pressão através da dispersão, altura da dispersão e taxas de escoamento das fases.

Em nosso trabalho o estudo de transferência de massa será feito através da análise do comportamento dos perfis de concentração da coluna, em função da área livre, altura de dispersão, e taxas de escoamento das fases, de acordo com o regime de escoamento observado entre as fases.

2.6 CONCLUSÕES

No presente capítulo foi feita uma revisão de literatura sobre as dispersões que são formadas sobre os pratos perfurados sem vertedores de uma maneira geral. Nesta revisão foi apresentado o comportamento deste tipo de prato em relação a parâmetros tais como regimes de escoamento, oscilações, altura da dispersão e também sobre o desempenho da transferência de massa nesses pratos.

Pela análise das relações apresentadas conclui-se que os estudos feitos quanto a hidrodinâmica desses tipos de pratos tem sido feitos somente com modelos hidráulicos de um único estágio, a baixas temperaturas, não utilizando portanto condições reais de destilação.

É relevante portanto, um trabalho feito em uma coluna de destilação com relativo número de estágios, que inclua os fenômenos de transferência de massa e calor, inerentes da própria destilação, de forma que efeitos de temperatura e compo-

sição possam ser estudados na hidrodinâmica e desempenho destes pratos.

Capítulo - 3
Parte Experimental

3.1 INTRODUÇÃO

Para proceder o estudo de uma coluna de destilação com pratos perfurados sem vertedores foi construído, em escala de laboratório, um equipamento de destilação, para coleta de dados experimentais. O equipamento construído constitui-se de uma torre de pratos perfurados sem vertedores, um condensador e um refeedor. A figura 3.2. mostra o equipamento.

O presente capítulo tem por finalidade apresentar o equipamento de destilação, o sistema destilante e suas propriedades físicas, bem como o procedimento experimental utilizado no trabalho.

3.2 EQUIPAMENTOS

3.2.1 A TORRE DE DESTILAÇÃO

A coluna possui um diâmetro interno de 9,9cm., suas paredes são feitas de vidro (pirex) de modo a permitir a observação visual do escoamento das fases líquido e vapor bem como da dispersão formada sobre cada prato. A figura 3.1 mostra um esquema completo de toda a coluna. O número de estágios da coluna é 12, dentre os quais somente os 11 estágios inferiores possuem paredes de vidro, e o remanescente, no topo da coluna, possui parede de latão. fig (3.2)

Cada estágio da coluna é composto de um prato perfurado sem vertedor flangeado em um outro prato seguinte, mantendo preso entre si um cilindro vazado de vidro pirex, cuja altura

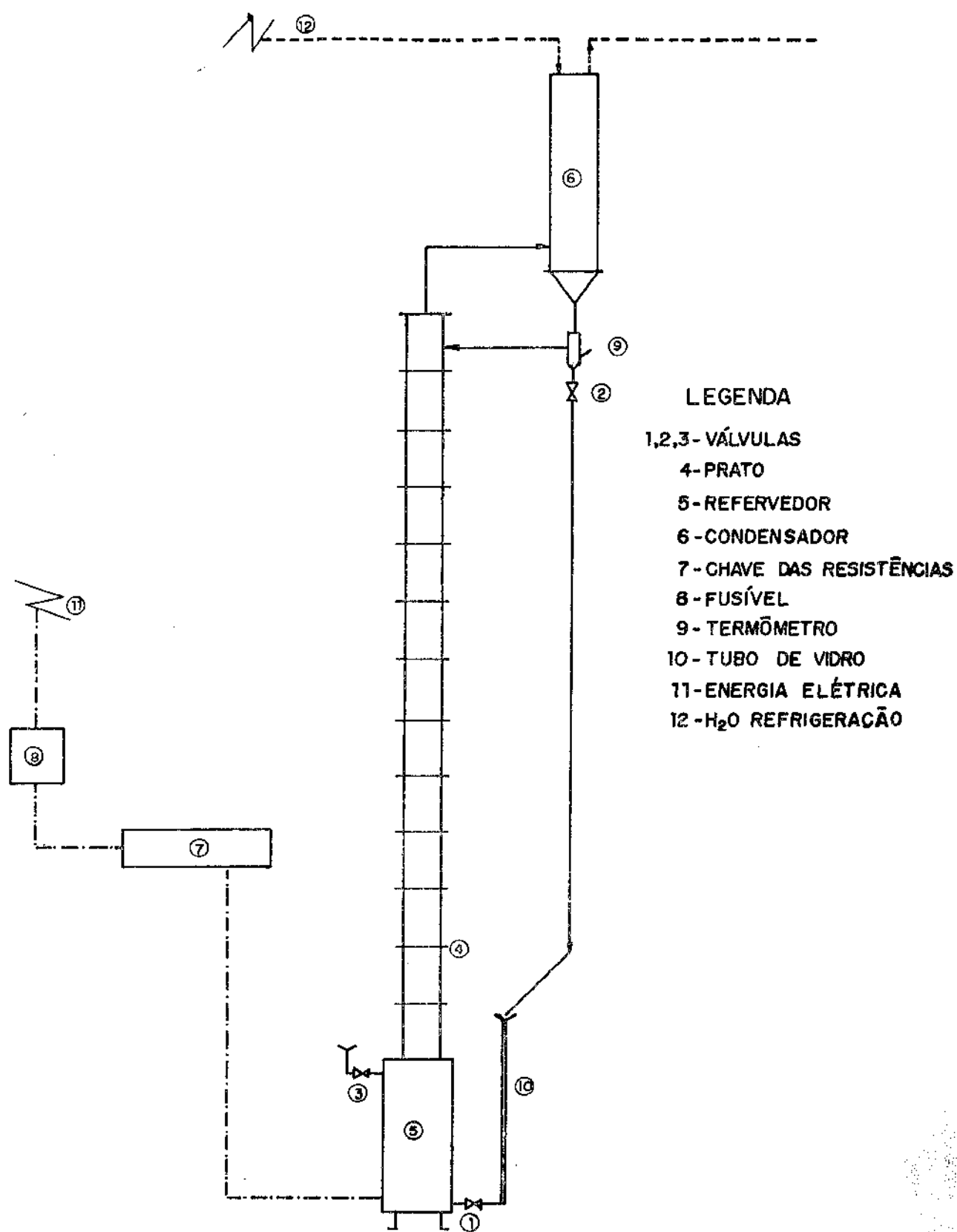


Figura 3.1 - Esquema da montagem experimental

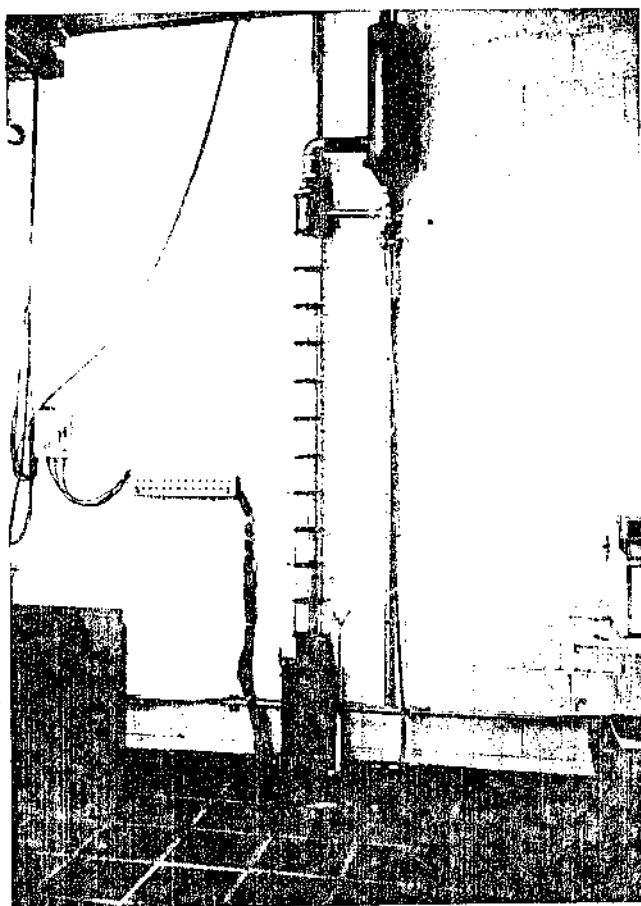


Figura 3.2 - Montagem experimental

corresponde a um espaçamento entre os pratos de 15,0 cm. A ligação de um prato ao outro é feita por 3 hastes aparafusadas alternadamente dentre seis orifícios da flange que é feita na própria borda dos pratos. Entre cada união prato-cilindro são colocadas juntas de borracha com a finalidade de evitar vazamentos de vapor ou líquido. Detalhes das junções de um prato ao outro podem ser vistos na figura 3.3.

3.2.2 O REFERVEDOR

O refervedor se encontra localizado na base da coluna, fig. 3.1 e 3.2 (parte inferior). Sua construção é toda feita em latão, o diâmetro é de 21,6 cm e a altura 45,0 cm.

A válvula número 1 no refervedor tem uma finalidade tripla. Quando desconectado o tubo de vidro (fig. 3.1 nº 9), a válvula pode ser utilizada para drenagem. Quando o tubo de vidro está conectado e a válvula 1 aberta, serve para a alimentação de líquido vindo do condensador, isso somente nas condições de refluxo parcial (vide operação a refluxo parcial item 3.3). E por fim em todas condições de operação, estando esta válvula sempre aberta, funciona como uma válvula de segurança para os casos em que a pressão no refervedor possa aumentar muito. A válvula número 3 serve somente para se fazer a alimentação das soluções a destilar no refervedor.

O interior do refervedor é constituído de um conjunto de resistências elétricas cuja potência pode variar desde 1500 a 25000 w, em intervalos de 1500 w. A finalidade deste conjunto de resistências é o fornecimento do calor a ser utilizado como agente de separação.

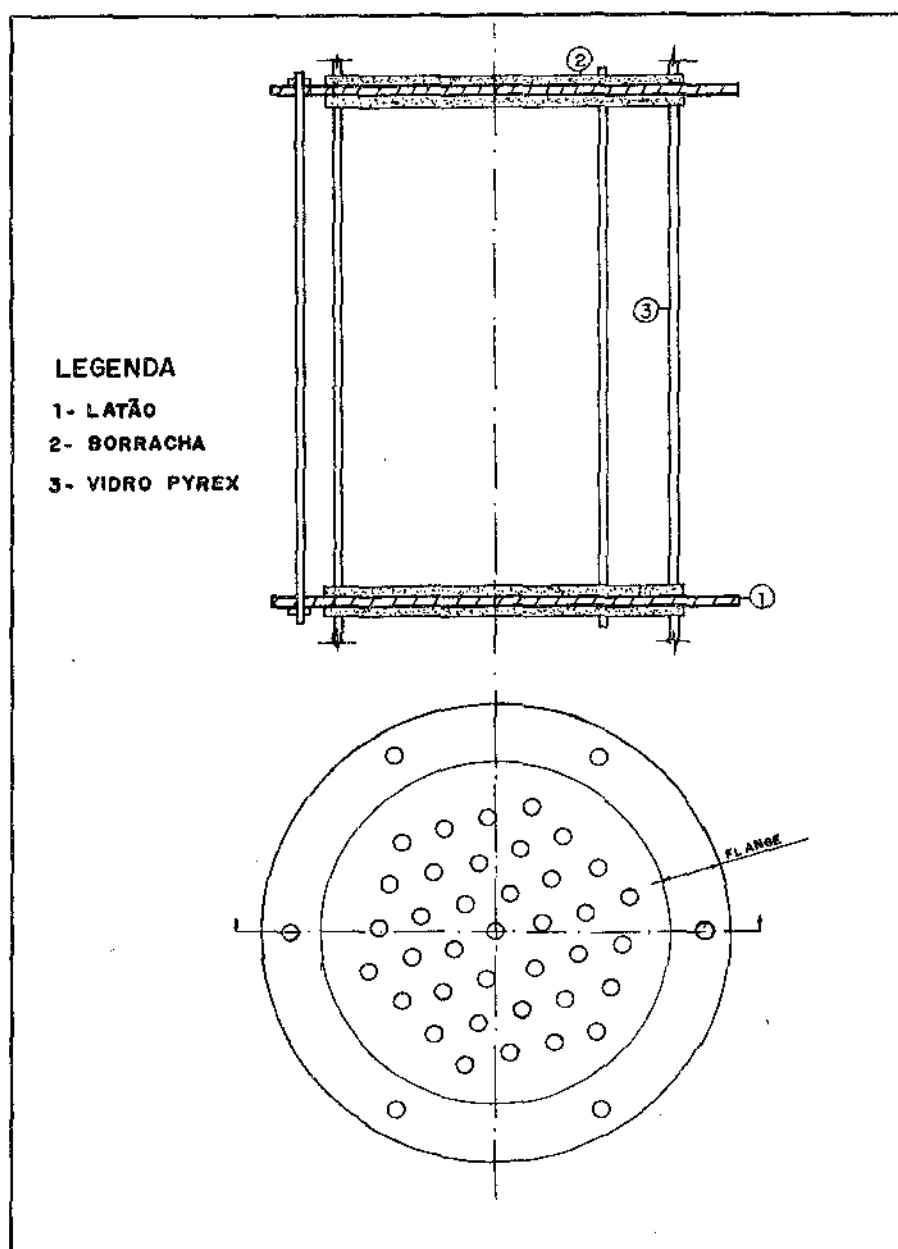


Figura 3.3 - Detalhe de um estágio da coluna

3.2.3 O CONDENSADOR

O condensador pode também ser visto no esquema da figura 3.1 e na figura 3.2 (parte superior). Sua construção foi toda feita em latão, o diâmetro é 16,0 cm e a altura de 60,0 cm. O seu interior possui uma serpentina, de passo triplo, feita de cobre, com área de troca térmica de aproximadamente 1.2 m^2 .

O fluido refrigerante utilizado é água, a qual entra na serpentina à temperatura ambiente, cuja vazão deve ser regulável por uma válvula de acordo com a vazão de vapor a ser condensada durante a operação. Em todos os experimentos a vazão de água no condensador foi regulada de maneira que todo o vapor fosse somente condensado.

3.2.4 OS PRATOS

Os pratos utilizados na coluna foram construídos utilizando-se latão de 2,2 mm de espessura. Os orifícios são de forma circular e foram perfurados sem serem chanfrados, em arranjo triangular, mantendo-se os espaçamentos entre seus centros sempre constantes. A figura 3.3 mostra o tipo de prato utilizado e a tabela 3.1 fornece todas as especificações geométricas dos diversos pratos utilizados no decorrer do trabalho.

Tabela 3.1 - Especificações geométricas dos pratos perfurados sem vertedores (diâmetro do prato=99,0 mm; número de orifícios=37; espessura do prato=2,2 mm)

Tipo do prato	Diâmetro dos orifícios (mm)	Área livre (%)
I	4,7	8,3
II	5,5	11,4
III	6,3	14,9
IV	7,0	18,4
V	7,9	23,5
VI	8,7	28,5

3.3 SISTEMA DESTILANTE

O sistema destilante estudado foi o sistema etanol-água. A tabela 3.2 fornece o peso molecular M , temperatura de ebulição T_b na pressão de 1 atm e os valores da densidade (ρ_L), viscosidade (μ_L) e tensão superficial (σ), na temperatura de 20°C, para os componentes puros do sistema.

Tabela 3.2 - Propriedades físicas dos componentes puros

Componente	M	$T_b(^{\circ}C)$	$\rho_L(g/cm^3)$	$\mu_L(cp)$	$\sigma(dy/cm)$
Etanol	46	78,5	0,78945	1,200	22,75
Água	18	100,0	0,99823	1,002	58,90

Este sistema apresenta, à pressão de 1 atm um azeótropo de composição molar de etanol igual a 0,894, com temperatura de ebulição de $78,15^{\circ}\text{C}$. Como a coluna opera em pressão atmosférica, a temperatura da base se aproxima a 100°C e a do topo à temperatura do azeótropo. Nesta faixa de temperatura as propriedades físicas das fases líquida e vapor, que em condições destilantes não são mais componentes puros e sim mistura, variam em função da temperatura e da composição.

O apêndice A apresenta as relações e programas que foram utilizados para as estimativas das propriedades físicas, densidade (ρ_L), viscosidade (μ_L) e tensão superficial (σ) do líquido, bem como a densidade do vapor (ρ_v), as quais são calculadas na temperatura de cada prato. Também são mostrados no apêndice A, o diagrama temperatura versus composição e a curva de equilíbrio, para o sistema destilante na pressão de 1 atm., os quais foram utilizados na predição das propriedades físicas acima citadas e nos demais cálculos efetuados no presente trabalho.

3.4 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Em todos os estágios da coluna, para os diversos tipos de pratos relacionados na tabela 3.1, foram feitas medidas experimentais da altura da dispersão, composição da fase líquida, vazões e observações a respeito de regimes de escoamento, oscilações e tipos de dispersões em condições de refluxo total e refluxo parcial.

A operação na condição de refluxo total foi feita da seguinte forma: colocando-se soluções de etanol/água, de composição conhecida, no reservador e ligando as resistências elétricas o líquido no reservador entra em ebulição. O vapor que é formado durante a ebulição do líquido sobe ao topo da coluna e é totalmente condensado, no condensador, retornado e descendo na coluna em forma de líquido. Para uma dada potência de aquecimento uma certa quantidade de vapor é formada e um aumento na taxa de vapor formada faz com que líquido comece a ser retido sobre o prato, o qual acumulando-se sobre os mesmos, origina a formação de uma dispersão vapor-líquido. Após o estabelecimento da dispersão sobre os pratos a coluna se encontra em condições de operação, porém não ainda em regime permanente, quanto ao perfil de concentração.

A operação da coluna, para efeito de coleta de dados, requer que o regime permanente já tenha sido atingido ou seja que o perfil de concentração em toda a coluna seja constante com o tempo, para as mesmas taxas de escoamento. Após a formação da dispersão sobre os pratos o perfil de concentração da coluna ainda não se encontra estabilizado. A decorrência de algum tempo leva a estabilização deste perfil. Para as condições de operação a refluxo total com todos os tipos de pratos utilizados no presente trabalho observou-se que este tempo é de 1 hora e trinta minutos. A tabela 3.3 ilustra este fato para dados coletados com a coluna operando a refluxo total, com prato de área livre de 11,4% e vazão no topo igual a 4,83 ml/s.

Tabela 3.3 Perfis de Composições molares na coluna em função do tempo

Prato nº	10 min.	30 min.	60 min.	75 min.	90 min.
1	0,313	0,325	0,328	0,332	0,330
2	0,504	0,518	0,546	0,551	0,557
3	0,633	0,630	0,655	0,664	0,664
4	0,711	0,716	0,718	0,718	0,720
5	0,739	0,739	0,742	0,750	0,747
6	0,759	0,746	0,766	0,773	0,778
7	0,769	0,760	0,782	0,788	0,791
8	0,790	0,793	0,795	0,805	0,802
9	0,801	0,809	0,818	0,820	0,823
10	0,812	0,817	0,830	0,832	0,832
11	0,823	0,821	0,830	0,832	0,835
12	0,823	0,823	0,834	0,838	0,838

Para a operação da coluna tanto na condição de refluxo total como de refluxo parcial a composição inicial molar das soluções a destilar foi em todos os experimentos igual a 0,08 molar.

A operação da coluna na condição de refluxo parcial foi conseguida através da seguinte modificação operacional no sistema. Partindo-se do princípio da coluna estar operando na condição de refluxo total, com a válvula número 1 totalmente aberta e abrindo-se parcialmente a válvula nº 2 (vide fig. 3.1) permite-se a entrada de um fluxo de líquido bastante concentrado em etanol no retervedor. Como o sistema é fechado, não existindo saída de líquido do retervedor, esse fluxo de

álcool junto com a quantidade de água que é constante no re-fervedor pode ser considerada como uma mistura de etanol e água que é alimentada na coluna onde o local de alimentação é o próprio re-fervedor. Assim atingindo o regime permanente esta configuração de operação é uma operação de retificação com a condição de refluxo sendo controlada pela vazão de álcool des-tilado que passa pela válvula nº 2.

A consideração para atingir regime estacionário, na ope-ração a refluxo parcial, da mesma forma que para refluxo to-tal, requer que o perfil de concentração em toda a coluna, pa-ra dada taxa de escoamento, não apresente variações com o tem-po. Como o regime permanente na condição de refluxo parcial para a presente coluna só será atingido depois que a vazão que passa através da válvula nº2 se torne constante, baseado neste fato e no fato de que para refluxo total o regime permanente foi atingido após o tempo de 1 hora e trinta minutos, a consi-deração de que na condição de refluxo parcial o regime perma-nente é atingido após 1 hora e 30 minutos a partir do momento em que a vazão da válvula nº 2 se mantem constante, se torna razoavel.

Nas condições de operação a refluxo total as variações das taxas de escoamento através da coluna foram feitas de acordo com a energia fornecida ao re-fervedor. Fazendo-se va-riar as vazões de vapor, em condições tais que contato entre as fases líquido e vapor fossem estabelecidas, mediu-se após ter sido atingido o regime permanente as alturas das disper-sões, coletou-se amostras para análise da composição da fase líquida e fez-se as observações a respeito do comportamento das dispersões formadas em todos os estágios da coluna. Somen-

te após essas observações terem sido efetuadas é que se mediu a vazão de líquido condensado no topo da coluna. A medida da vazão de condensado no topo da coluna foi feita abrindo-se totalmente a válvula nº 2 (fig 3.1), medindo-se o volume fluindo em um intervalo de 30 s. Esta medida foi sempre feita entre as temperaturas de 77 e 78°C e foi realizada por último, dentro da sequência de medidas efetuadas, devido a mesma desestabilizar a operação da coluna.

Nas operações a refluxo parcial, usou-se uma única taxa de evaporação, com fornecimento de uma mesma quantidade de energia ao refulvedor, de modo a manter sempre a mesma vazão de vapor, fazendo-se variar somente a quantidade de líquido refluxando pela coluna com a abertura parcial da válvula nº 2. Assim com a coluna operando a uma dada vazão de vapor, abriu-se parcialmente a válvula nº 2 e após decorridos 90 minutos em que a vazão da mesma foi mantida constante fez-se as mesmas medidas e observações, que já foram comentadas para condição de refluxo total. Em seguida a essas medidas mediu-se a vazão através da válvula nº2, estando esta totalmente aberta, esta última medida de vazão (V) representa a vazão de vapor que sobe ao topo da coluna e seria a vazão de líquido que refluxaria pela coluna caso não existisse o produto destilado D (figura 3.4). A diferença entre a vazão (V) e vazão obtida com a abertura parcial da válvula nº 2 (D), representa a vazão de líquido que refluxa pela coluna (L). Através das medidas das vazões (V) e (D) é que as razões de refluxo foram calculadas.

Para o prato nº 12 da coluna, em todas condições de operação, foram feitas somente medidas de composição da fase líquida pelo fato de não ser possível observar o comportamento da dispersão neste estágio.

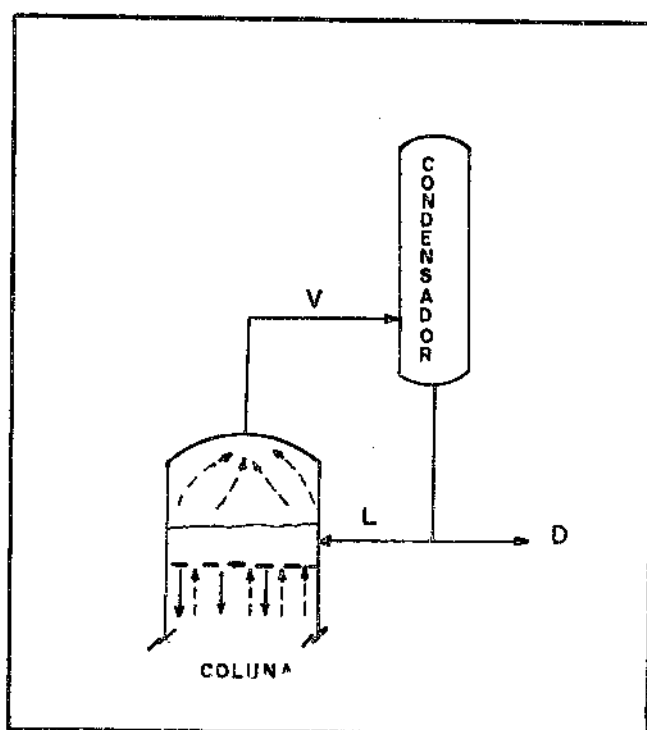


Figura 3.4 - Topo da coluna

Nos itens a seguir são descritos os métodos de medidas, análises e cálculos efetuados para a obtenção dos dados experimentais em todos os estágios da coluna.

3.4.1 ALTURA DA DISPERSÃO

A medida da altura da dispersão formada sobre os pratos da coluna, para cada taxa de escoamento, foi feita através da leitura da altura em uma escala, graduada em milímetros, colocada externamente à parede do prato. Devido ao fato da dispersão em certas instâncias, apresentar oscilações, o valor lido na escala representa um valor médio observado.

3.4.2 CÁLCULO DAS VAZÕES DAS FASES LÍQUIDO E VAPOR E DA VELOCIDADE SUPERFICIAL

A medida da vazão de ambas as fases em cada um dos estágios da coluna seria praticamente impossível de ser realizada, não apenas pela dificuldade de medir as vazões em si, mas também pelo fato de que tal medida em um só estágio já acarretaria em desestabilização da coluna, em termos de sua hidrodinâmica e transferência de massa. Devido a esta dificuldade, mediu-se somente a vazão da fase líquida no topo da coluna e a partir desta procurou-se calcular as vazões de ambas fases e a velocidade superficial do vapor nos demais estágios da coluna.

Para o cálculo destas vazões e velocidades superficiais, a refluxo total, usou-se um modelo estágio-estágio, onde con-

siderou-se a coluna ser adiabática, com condensador total e mistura perfeita da fase líquida em cada estágio. Tal modelo é mostrado no apêndice B e alguns resultados dos cálculos do mesmo são mostrados na tabela 3.4, onde pode se verificar que os valores das vazões e velocidades superficiais são praticamente constante em toda extensão da coluna.

Tabela 3.4 Vazões molares e velocidades superficiais à refluxo total

Estágio	área livre = 23,5%			área livre = 14,9%		
	L	V	v	L	V	v
1	22,66	23,23	87,92	14,64	15,01	57,01
2	23,23	23,41	88,16	15,01	15,17	57,18
3	23,41	23,53	88,37	15,17	15,26	57,35
4	23,53	23,63	88,67	15,26	15,33	57,49
5	23,67	23,73	88,96	15,33	15,36	57,59
6	23,73	23,77	89,07	15,36	15,39	57,67
7	23,77	23,80	89,15	15,39	15,41	57,74
8	23,80	23,82	89,21	15,41	15,43	57,80
9	23,82	23,83	89,27	15,43	15,44	57,85
10	23,83	23,85	89,32	15,44	15,45	57,88
11	23,85	23,86	89,36	15,45	15,46	57,91
12	23,86	23,87	89,38	15,46	15,47	57,93

onde: L e V [=] 100x(moles/s) e v [=] (cm/s)

O cálculo prato a prato para a determinação das vazões em cada estágio da coluna nas condições de refluxo parcial não

foi efetuado, mas como na condição de refluxo total as vazões em todos pratos da coluna se mantiveram aproximadamente constante, para o caso de refluxo parcial a mesma consideração foi utilizada. Dessa forma no presente trabalho as vazões e velocidades utilizadas referem-se as medidas que foram efetuadas no topo da coluna.

3.4.3 MEDIDA DA COMPOSIÇÃO DA FASE LÍQUIDA

A composição da fase líquida foi analisada por um método baseado no índice de refração e para tal um refratômetro tipo Abbé, marca Atago foi utilizado. As análises foram efetuadas a partir de amostras de aproximadamente 3 ml que eram coletadas em cada estágio da coluna por meio de seringas.

Para se fazer a análise determinou-se experimentalmente a curva de calibração de índice de refração versus composição volumétrica de etanol na temperatura de 20°C. A curva de calibração determinada é mostrada na figura 3.5 e seus valores são concordantes com os apresentados por Ortega e Ramirez (19). Com os valores dos índices de refração da amostra lidos no refratômetro à mesma temperatura, utilizando-se o gráfico da figura 3.5 os valores de composição podem ser calculados.

A existência de um máximo na curva da figura não permite determinar composições de amostras cujo índice de refração (IR) seja maior que 1,3610. Para contornar este problema optou-se por diluir as amostras com água, de maneira que o índice de refração se situasse abaixo do valor de 1,3550, onde a curva é linear.

Devido à grande quantidade de dados a serem analisados, ajustou-se uma reta à região linear da curva, isto é, para valores do índice de refração inferior à 1,3550, a qual é representada pela equação (3.1), para a determinação da composição volumétrica.

$$XV = (-23,91547 + 17,94255 \cdot IR) \cdot FD \quad (3.1)$$

Na equação (3.1), IR é o índice de refração da amostra, XV é a composição volumétrica de etanol e FD o fator de diluição utilizado. A equação pode ser aplicada para amostras diluídas e não diluídas, para amostras não diluídas $FD=1,0$ e para amostras diluídas este fator é maior que 1,0. Na maioria das diluições utilizou-se para cada 1 ml de amostra 1,5 ml de água, o que resulta num fator de diluição $FD = 2,5$.

O método de medida de composição apresenta um desvio de $\pm 0,004$ para os valores de XV medidos.

Como para a maioria dos valores de composição utilizadas em destilação se referem a composições molares, estas foram obtidas a partir da composição volumétrica (XV) acima, por meio das relações mostradas no apêndice A.

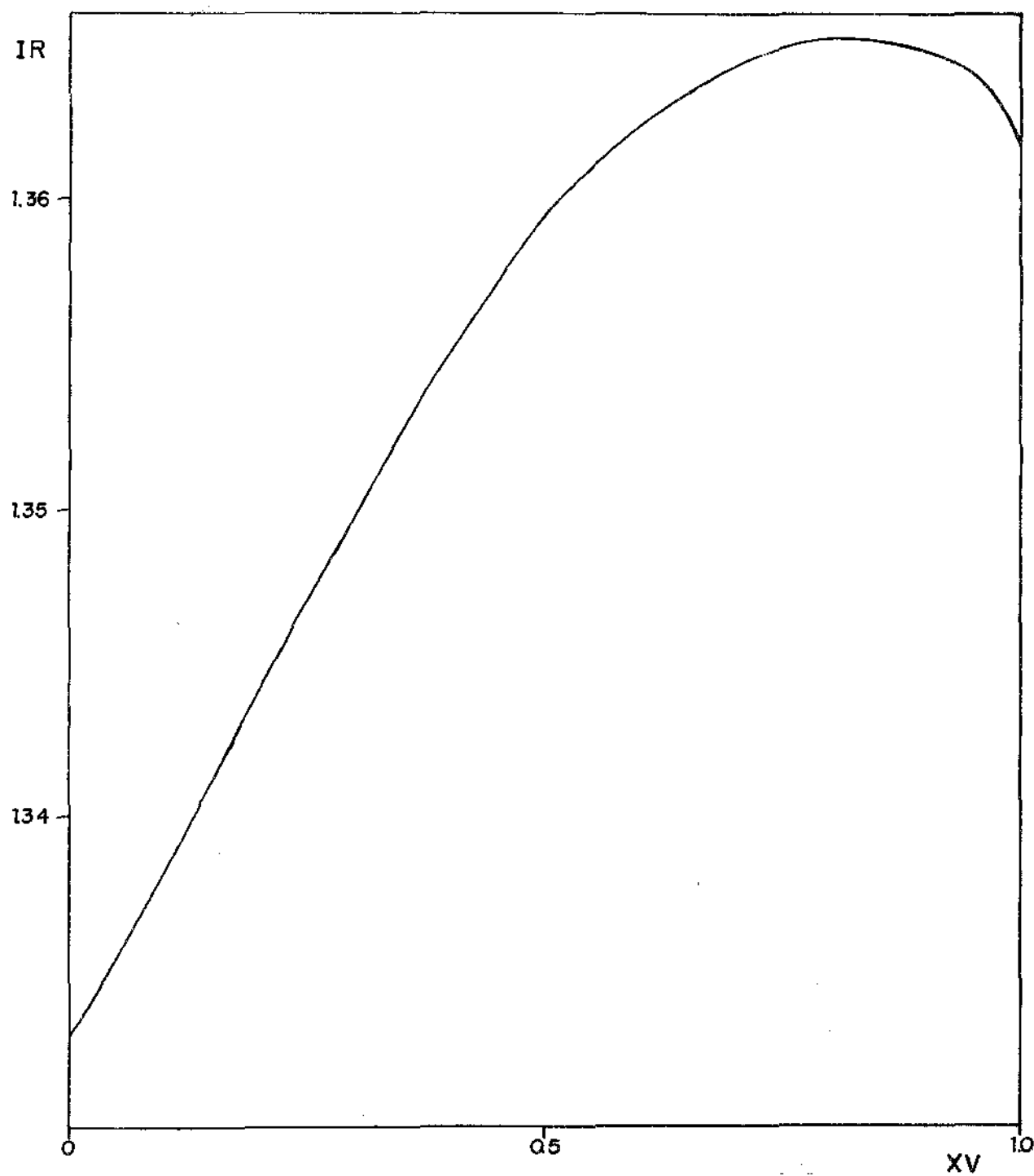


Figura 3.5 - índice de refração da mistura etanol-água
a 20°C, versus composição volumétrica

Capítulo - 4
Resultados Experimentais
Análise

4.1 INTRODUÇÃO

Neste capítulo serão apresentados os resultados experimentais obtidos no estudo do comportamento da coluna de prato sem vertedores, descrita no capítulo 3.

Será apresentado um estudo dos tipos de dispersões, regimes de escoamento, movimentos oscilatórios, alturas das dispersões e transferência de massa que se formam ou ocorrem neste tipo de colunas, em função das taxas de escoamento (vazões de líquido e vapor e velocidade superficial), parâmetros geométricos dos pratos, sob as condições de operação de destilação para a mistura etanol-água.

4.2 REGIMES DE ESCOAMENTO

Esta secção trata da descrição dos regimes de escoamento e das dispersões de líquido e vapor que se desenvolveram sobre os diferentes tipos de pratos utilizados durante a operação da coluna nas condições de refluxo total e refluxo parcial.

O comportamento das dispersões formadas sobre os pratos da coluna mostrou-se ser diferente não só nas diferentes vazões de operação e área livre, mas também nas mesmas vazões e área livre de prato. Para uma mesma área livre de prato e mesma vazão de operação observou-se que as dispersões formadas nos pratos da base apresentavam menor quantidade de espuma que as formadas nos pratos de topo.

Durante a operação da coluna foram observados, para os vários tipos de pratos e vazões estudados, cinco principais

tipos de dispersões sendo formadas sobre os pratos: (i) dispersões onde o vapor passa através da mesma em forma de jactos arrastando a pequena quantidade de líquido retido e transformando-o em gotículas, (ii) dispersões sem formação de espuma, que nas menores velocidades se comportavam como um borbulhamento e nas maiores como um regime "froth", (iii) dispersões semelhantes a borbulhamento com formação de espuma, (iv) dispersões bastante agitadas com formação de bolhas e correntes de bolhas, com grande quantidade de bolhas de vapor promovendo uma espuma de estrutura celular e (v) dispersões com grandes quantidade de bolhas e correntes de bolhas e jactos de gás transformando a parte superior da dispersão em "spray".

As dispersões do tipo (i) ocorreram somente nas condições em que havia pouco líquido retido sobre o prato, próximo às condições de retenção de líquido sobre o prato. Este tipo de dispersão se aproxima à forma de um "spray", o qual só é obtido pelo fato da pequena quantidade de líquido retido sobre o prato ser arrastada e quebrada em gotículas. O segundo tipo de dispersões (ii) foi observado somente nas condições em que a composição de etanol no prato era pequena, menor que 0,25 molar e é atribuível aos efeitos de tensão superficial que não são suficientemente fortes, devido às baixas composições, para fazer com que a dispersão apresente espuma. Os três últimos tipos de dispersões encontram-se relacionados aos regimes de escoamento que foram apresentados no capítulo 2, a grande diferença entre eles e a dispersão do tipo (ii) é a quantidade de espuma formada na dispersão.

Embora as dispersões dos pratos da base se apresentassem com menor quantidade de espuma, com dispersões do tipo (i) ou

(ii), as dispersões formadas a partir do prato nº 4 na coluna, a contar do refeedor, para maioria dos resultados apresentavam-se com as mesmas características que definem os regimes de escoamento. Assim a descrição a seguir sobre os regimes de escoamento será feita a partir do prato nº 4, sendo portanto importante ter sempre em consideração que para os pratos da base a quantidade de espuma neles formadas é sempre menor que nos pratos de topo.

Utilizando pratos de 8,3% de área livre, (área dos orifícios/área secção transversal da coluna), operando na condição de refluxo total ($L=V$), o líquido começou a ser retido sobre os mesmos na vazão de líquido, medida no topo da coluna, pouco menor que 0,0464 moles/s. O regime de escoamento observado desde esta vazão até a vazão de 0,0679 moles/s. é o de borbulhamento, onde o vapor passa em forma de bolhas que se quebram ao alcançar a superfície da dispersão promovendo a formação de espuma .

Para a vazão de 0,0679 moles/s. a quantidade de líquido sobre o prato já é maior e a dispersão sobre o prato adquire a forma de uma espuma de estrutura celular. Para vazões de líquido além de 0,0679 moles/s., observa-se que a dispersão sobre o prato, adquire a forma de uma espuma móvel, bastante turbulenta, apresentando movimentos oscilatórios. A espuma móvel que se forma sobre os pratos caracteriza o regime "froth" (figuras 4.1a e 4.1b) e este se estende até a vazão de 0,1149 moles/s., onde além desta condição não é mais possível operar devido ao fato da altura da dispersão aumentar muito, preenchendo o espaçamento entre os últimos pratos, inundando-os.

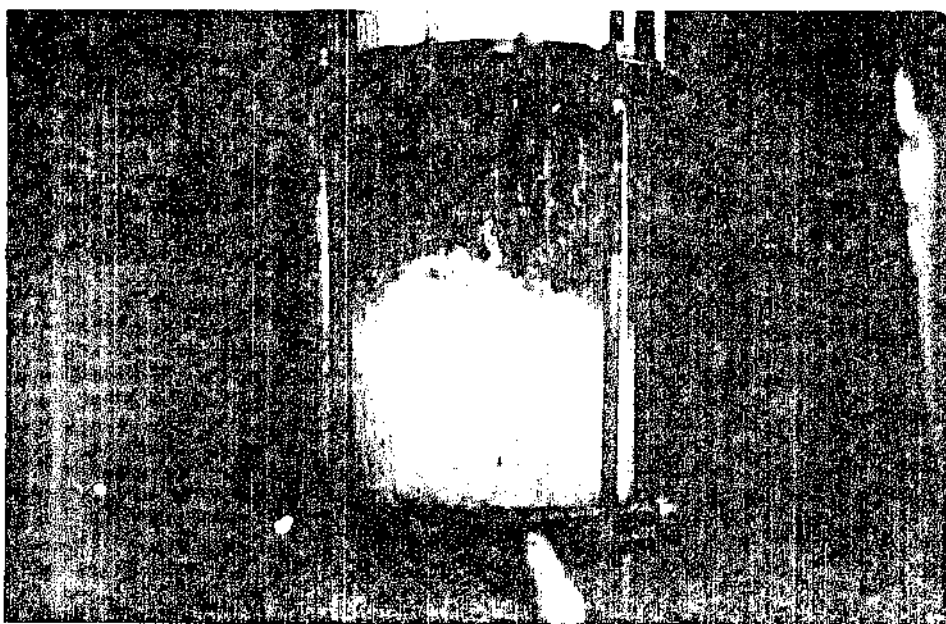


Figura 4.1a - Regime "froth" - prato $n \approx 10$

área livre 12,4% $\dot{V} = 0,213$ moles/s

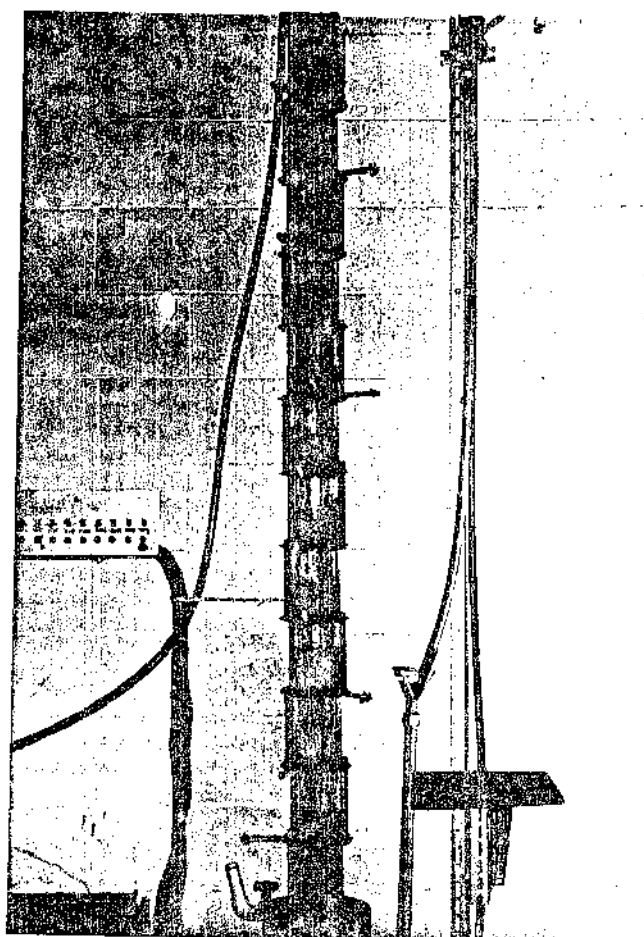


Figura 4.1b - Regime "froth"

área livre 14,9% - $L=V= 0,1789$ moles/s

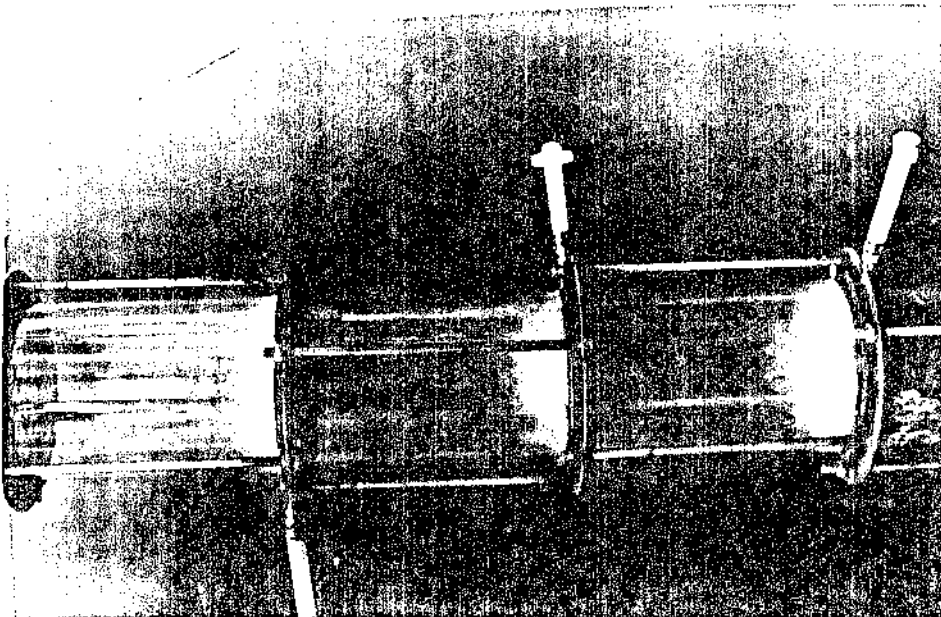
Utilizando-se pratos de 11,4%, 14,9%, 18,4% de área livre a coluna operou, a refluxo total, da mesma forma que com os pratos de 8,3% de área livre, apresentando os mesmos regimes de escoamento, primeiro borbulhamento nas baixas vazões e depois regime "froth" nas maiores vazões.

Com a finalidade de evitar uma dissertação repetitiva destas observações, a tabela 4.1 apresenta valores de vazões de líquido e vapor, para cada um dos quatro tipos de pratos, onde ocorrem os eventos que descrevem os regimes de escoamento das fases.

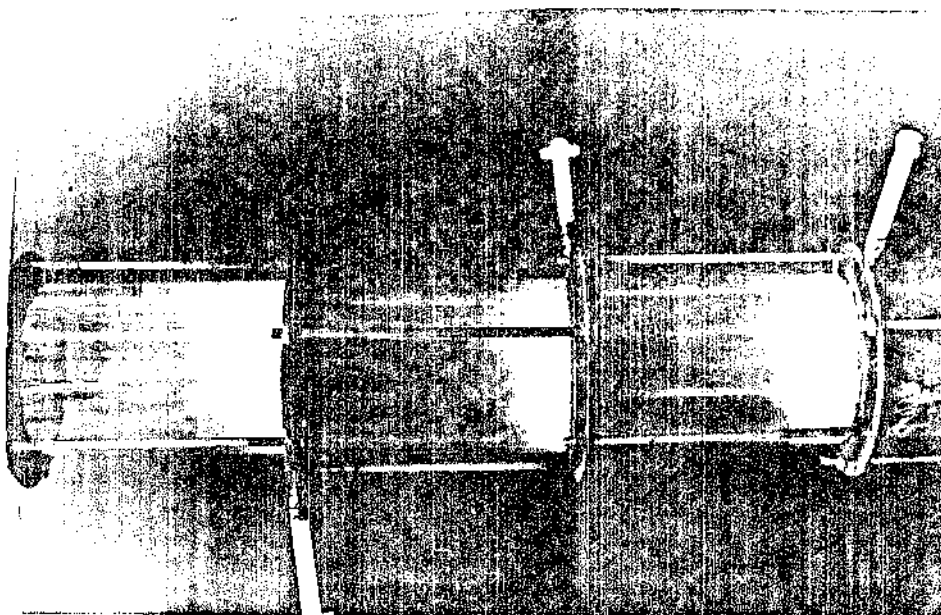
Tabela 4.1 Regiões dos regimes de escoamento a refluxo total observados em função das vazões molares.

Regimes	Vazão molar (moles/s.)x100.			
	Pratos (area livre)			
	8,3%	11,4%	14,9%	18,4%
Retenção Liq.	<4,6	<6,9	<8,8	<11,6
Borbulhamento	4,6 a 6,7	6,9 a 8,8	8,8 a 10,7	11,6 a 15,7
"froth"	6,7 a 11,4	8,8 a 17,5	10,7 a 23,1	15,8 a 30,0
Inundação	>11,4	>17,5	>23,1	>30,0

O regime de escoamento obtido nos pratos de 23,5% e 28,5% em toda a faixa de operação foi o regime "froth", com ocorrência do regime "spray", isto é, a dispersão era formada por uma camada de "spray", na parte superior e uma camada de líquido, com relativa quantidade de espuma, constituída de bolhas de vapor relativamente grande e bastante turbulentas, regime "froth", na parte inferior (fig. 4.2).



B



A

Figura 4.2 - Regime "froth" com ocorrência de "spray"

pratos n^os 1,2 e 3 - área livre = 23,5%

A) refluxo total $L=V= 0,2387$ moles/s

B) refluxo parcial $L/D = 13,7$ $V= 0,2567$ moles/s

De forma semelhante, à tabela 4.1, para estes pratos a região de operação da coluna pode ser descrita pela tabela 4.2 abaixo.

Tabela 4.2 Regiões dos regimes de escoamento a refluxo total observados em função das vazões molares.

Regimes	Vazão molar (moles/s.)x100	
	Pratos (área livre)	
	23,5%	28,5%
Retenção de líquido	<14,7	<19,1
"froth"	14,7 a 40,8	19,1 a 56,2
inundação	>40,8	>56,2

O incompleto regime "spray", obtido nos pratos acima pode ser explicado pela própria forma do escoamento nas colunas de pratos perfurados sem vertedores. Com a inexistência dos vertedores o líquido utiliza os mesmos orifícios que o vapor para drenar. Em altas vazões a carga hidrostática do líquido que se acumula sobre o prato, junto à sua ação de drenar ao prato inferior impedem a transformação do mesmo em "spray". Assim o vapor passa através de uma camada de líquido, próxima à superfície do prato, em forma de bolhas e corrente turbulentas, transformando somente a parte superior da dispersão em "spray", onde a carga hidrostática e ação de drenagem é menor. A explicação acima se torna mais fundamentada quando se observa que em menores vazões de líquido a espessura da camada "spray" se torna maior.

Os regimes de escoamento observados durante a operação da coluna a refluxo parcial, para todos os tipos de pratos, mostraram-se semelhantes aos observados nas condições de refluxo total, para as mesmas áreas livre de escoamento e vazão de vapor. A figura 4.2 ilustra esta observação.

A figura 4.3 mostra em forma de gráfico da área livre versus a vazão molar de vapor, para condição de refluxo total, os limites de operação da coluna entre a retenção de líquido sobre o prato e a inundação. Neste gráfico são apresentados os regimes de escoamento que foram observados nas condições de operações viáveis para a ocorrência de destilação, para todas as áreas livres de pratos utilizadas. Verifica-se no mesmo a ocorrência do regime borbulhamento para os pratos com menores áreas livres (8,3; 11,4; 14,9 e 18,4 %), nas menores vazões de operação. A extensão do regime de borbulhamento é menor que a do regime "froth", o qual é observado para todos os tipos de pratos estudados. Observa-se também neste gráfico que a tendência à formação de regime "spray", ocorre nos pratos com maiores áreas livre de escoamento.

Da análise feita nos parágrafos anteriores pode-se verificar que três regimes de escoamento podem ser formados sobre os pratos da coluna, regime de borbulhamento, regime "froth" e regime "froth" com ocorrência de "spray" em sua parte superior, em função das vazões de líquido e vapor e áreas livres de escoamento. Quanto a estrutura das dispersões nestes regimes, verificou-se que as dispersões formadas apresentam-se com formação de espuma tanto maior quanto maior for a composição de etanol na fase líquida.

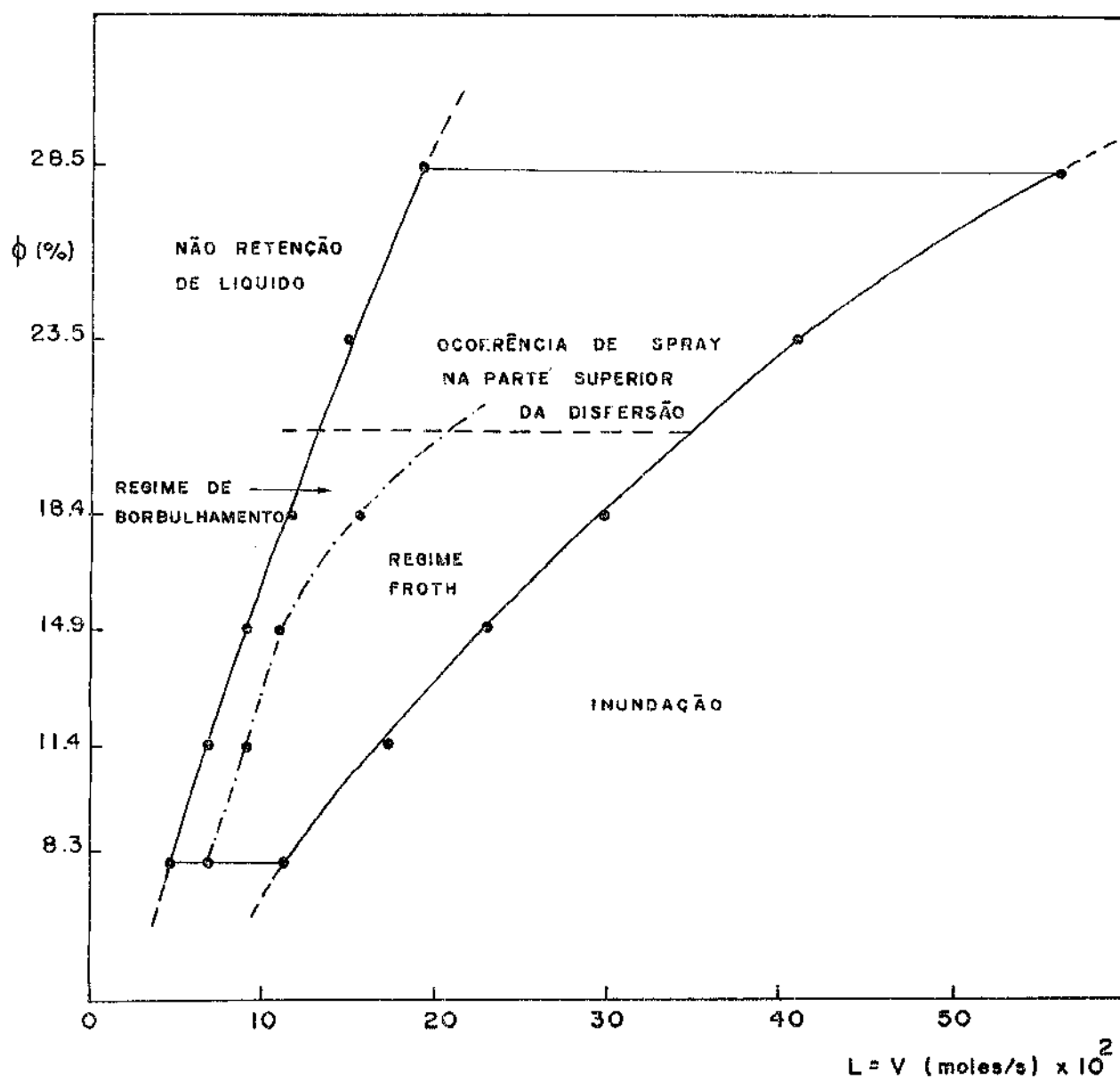


Figura 4.3 - Regimes de escoamento observados na coluna a refluxo total.

4.3 OSCILAÇÕES DA DISPERSÃO

As oscilações observadas no presente trabalho se mostraram ser semelhantes as observadas por Biddulph e Stephans (8), Cruz (6) e Shoukry, Cemak e Kolar (10). Em baixas vazões, próximo ao ponto de retenção, para todos os tipos de pratos estudados, o comportamento da dispersão líquido-vapor foi consideravelmente uniforme, com a altura da dispersão sendo alterada apenas pela quebra de bolhas na superfície da mesma ou pela forma pulsante do escoamento.

A medida que se aumenta a vazão de líquido e vapor, observa-se que em todos os pratos da coluna o líquido deixa de drenar pelos orifícios do centro do prato, drenando preferencialmente pelos orifícios da periferia. Ao mesmo tempo observa-se que a dispersão inicia um movimento circulatório, o qual é descrito na figura 4.4, devido a passagem do vapor. Esses movimentos se tornam mais acentuados com o gradual aumento das vazões e 'elevações' e depressões cada vez mais ordenadas vão se formando na superfície da dispersão, próximo à parede da coluna até que toda a dispersão oscila lado a lado da coluna. Estas oscilações são as do tipo meia onda, descritas por Biddulph (8).

As oscilações do tipo onda completa, descritas por Biddulph e Sthefans (8), não foram observadas durante a operação da coluna. Mahendru e Hackl (11) observaram que durante esta fase de oscilação a drenagem do líquido ocorre de forma periódica por aquelas partes onde está o vale correspondente à onda de oscilação. Como nestas oscilações, estes vales são formados na periferia e centro do prato (vide fig. 2.7a), não foi pos-

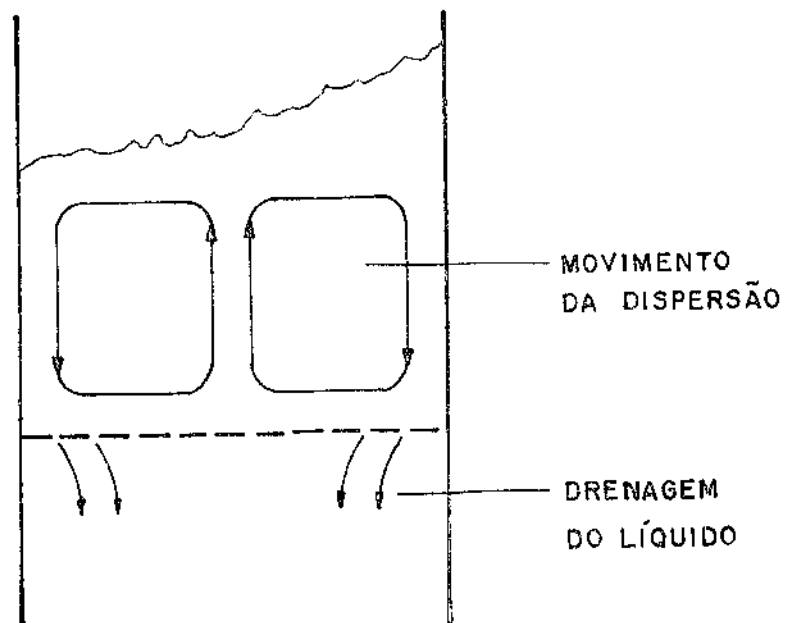


Figura 4.4 - Movimento circulatorio da dispersão líquido-vapor.

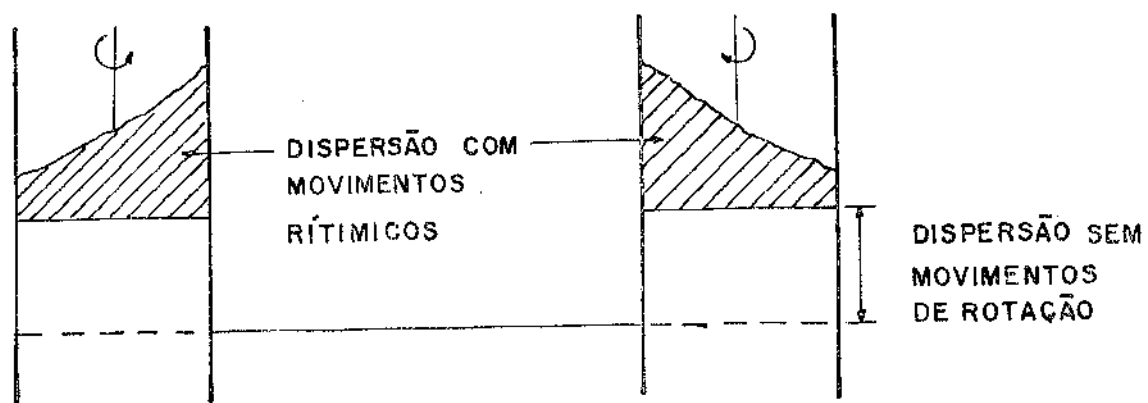


Figura 4.5 - Movimento rítmico da dispersão líquido-vapor.

sível observar distintamente se o líquido drenava pelo centro ou pela periferia do prato, devido ao pequeno diâmetro da coluna e maior frequência de oscilação, não sendo assim observado este tipo de movimento oscilatório.

Os movimentos rotacionais de toda a dispersão descritos por Shoukry, Cemark e Kolar (10) e Cruz (6), foram melhor observados nos experimentos durante as oscilações de meia onda, nos pratos de 23,5% e 28,5% de área livre, quando este operavam com pouco líquido retido, como é o caso de baixas razões de refluxo ou nos pratos da base da coluna nas condições de refluxo total. Nos outros tipos de pratos este movimento rotacional de toda dispersão não foi totalmente verificado, sendo observado que a dispersão executava somente um movimento 'rítmico' na sua parte superior, conforme descreve a figura 4.5, permanecendo a parte inferior da dispersão mais inerte a este movimento.

A figura 4.6 mostra entre os limites de vazões máxima e mínima de operação da coluna, na condição de refluxo total, o início das oscilações sobre os pratos. Este início de oscilações refere ao valor de vazões de líquido ou vapor em que o líquido deixa de drenar pelo orifícios do centro do prato. Observa-se neste gráfico que a região oscilante se torna maior com o aumento da área livre e das vazões de líquido e vapor.

Embora o movimento de oscilação na dispersão não tenha sido nitidamente observado em todos os tipos de pratos, os valores experimentais em que se inicia os movimentos oscilatórios de meia onda podem ser comparados com os valores propostos pela equação (2.1) de Cruz (6), que refere-se a velocidade inicial dos movimentos oscilatórios combinados com os rotacionais. Tal

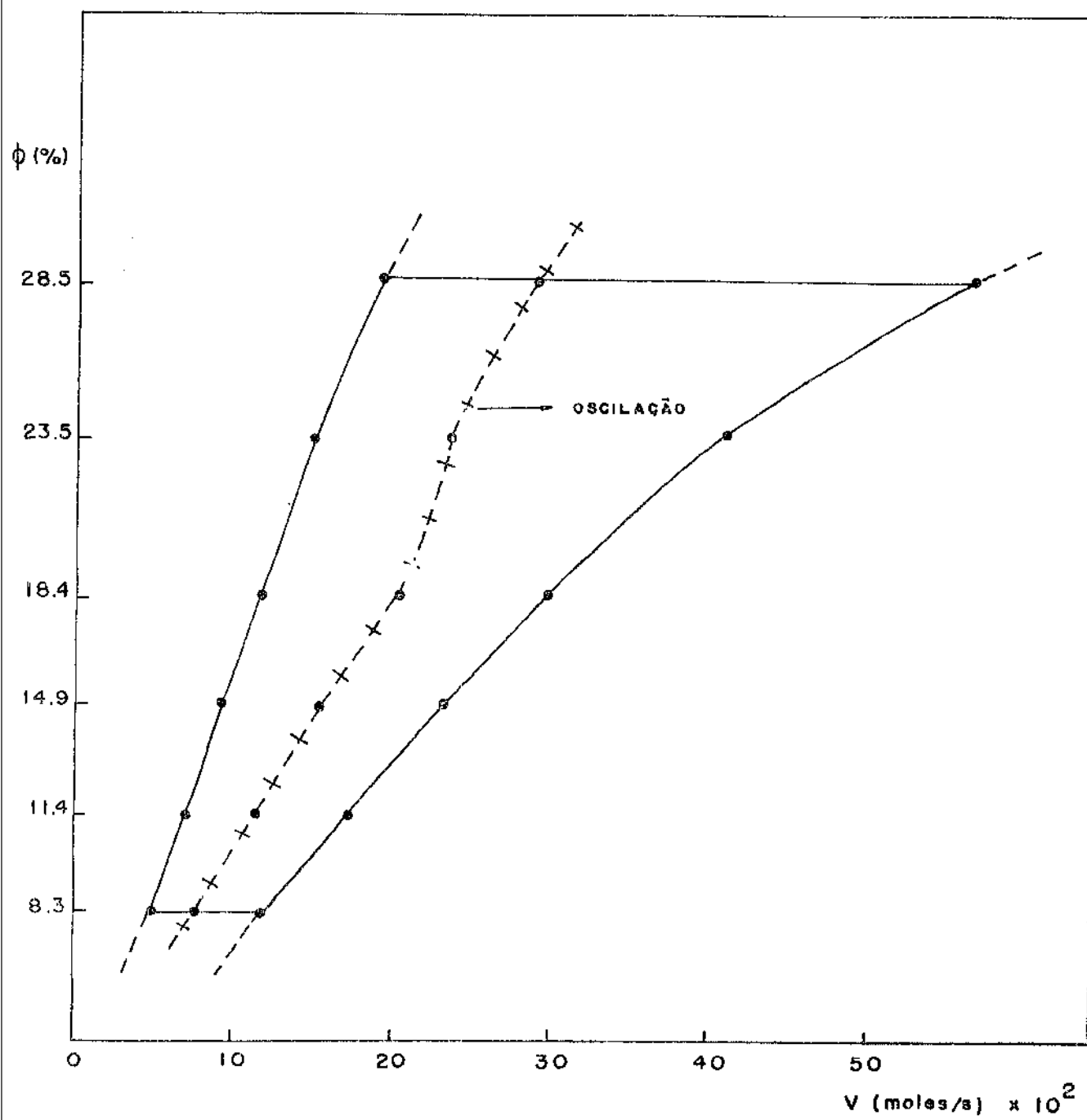


Figura 4.6 - Início de oscilações na dispersão.

comparação pode ser feita pela figura 4.7, onde se observa os valores experimentais confrontados com os valores teóricos, também mostrados na tabela 4.3. Para uso desta equação estimou-se a densidade das fases como sendo a média entre a densidade no topo e na base da coluna.

Tabela 4.3 Velocidade superficial do vapor onde tem início a oscilação de meia onda.

Área livre	Velocidade superficial (m/s)	
	valor exp.	valor teórico
0,083	0,398	0,298
0,114	0,521	0,450
0,149	0,655	0,615
0,184	0,783	0,806
0,235	0,964	0,943
0,285	1,136	1,118

A partir da figura 4.7 pode se verificar que a equação proposta por Cruz (6), ajusta-se perfeitamente aos dados experimentais e pode assim ser aplicada para previsão de início de oscilação de meia onda em coluna de pratos.

Das observações experimentais verifica-se que os movimentos oscilatórios ocorreram em todos os tipos de pratos, sob condições de escoamento com regime "froth" e as oscilações observadas foram somente do tipo meia onda, as quais a partir da análise feita acima podem ser correlacionadas pela equação seguinte:

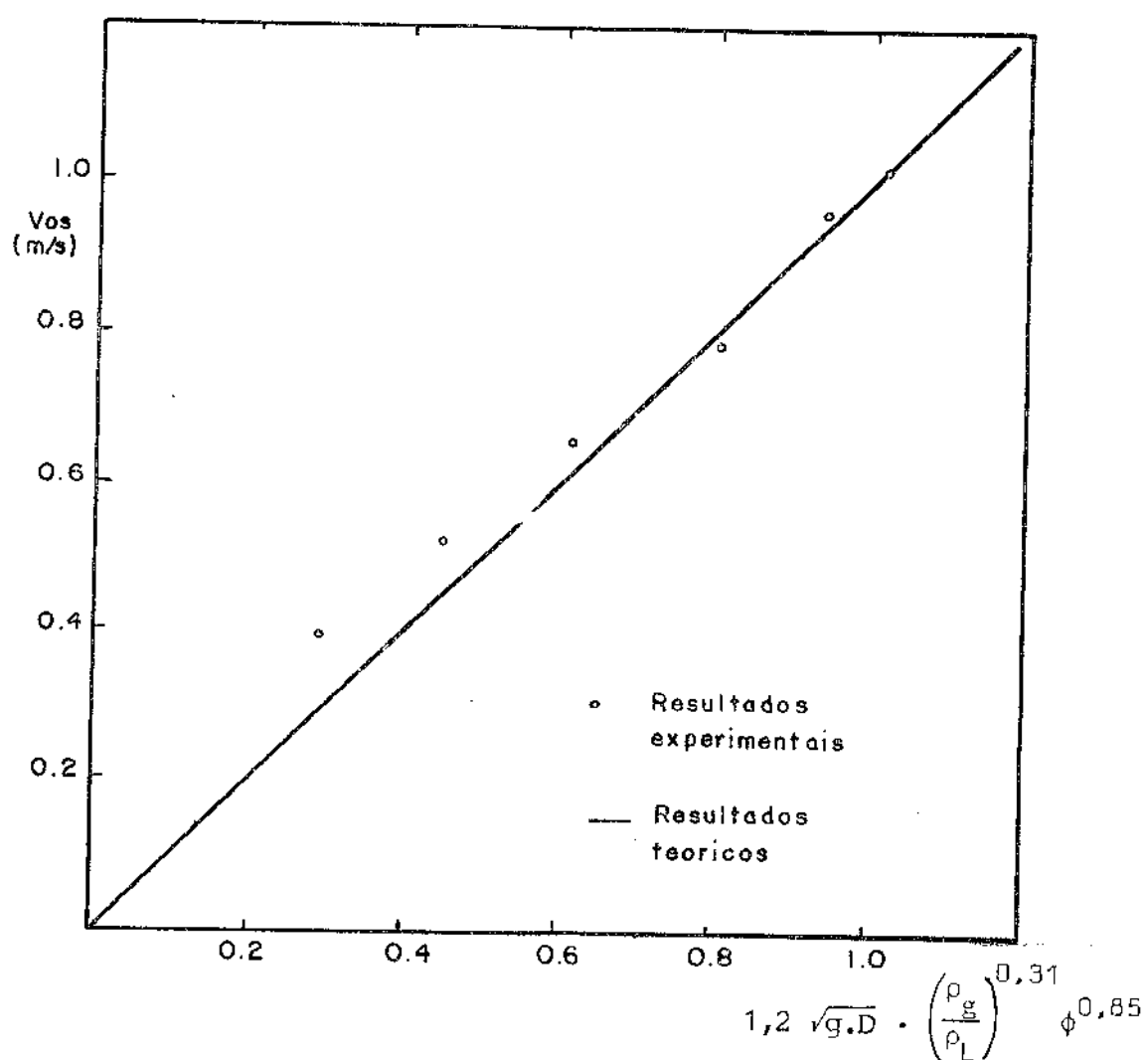


Figura 4.7 - Comparação entre resultados experimentais e resultados propostos pela equação (4.1)

$$v_{os} = 1,2 \cdot \sqrt{g \cdot D} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{-0,31} \cdot \phi^{0,85} \quad (4.1)$$

Que permite prever a velocidade superficial do vapor, em (m/s), a partir da qual se iniciam os movimentos oscilatórios em toda coluna, quando esta opera a refluxo total.

4.4 ALTURA DA DISPERSÃO

No presente trabalho a altura da dispersão foi medida em todos os estágios, para os diversos tipos de pratos listados na tabela 3.1, em várias vazões de líquido e vapor, em condições de refluxo total e parcial. É interessante ressaltar aqui que a medida da altura da dispersão foi mais difícil de ser executada tanto quanto era maior a turbulência e oscilação da dispersão. Nos casos em que a dispersão apresentou oscilações e grande turbulência optou-se por um valor médio da altura observada em cada estágio.

Os dados referente às alturas medidas são mostrados no apêndice C e também nas figuras 4.8 a 4.10, que mostram a variação da altura da dispersão observada em cada estágio da coluna, na condição de refluxo total, para os pratos com área livre de 8,3%, 11,4%, 14,9%, 18,4%, 23,5% e 28,5%, tendo como parâmetro a velocidade superficial do vapor.

Observa-se nestas figuras um comportamento irregular das formas das curvas de altura de dispersão obtida, as quais não se apresentam inteiramente suaves. Pequenas flutuações entre um prato e o outro seguinte podem ser vistas nestes gráficos,

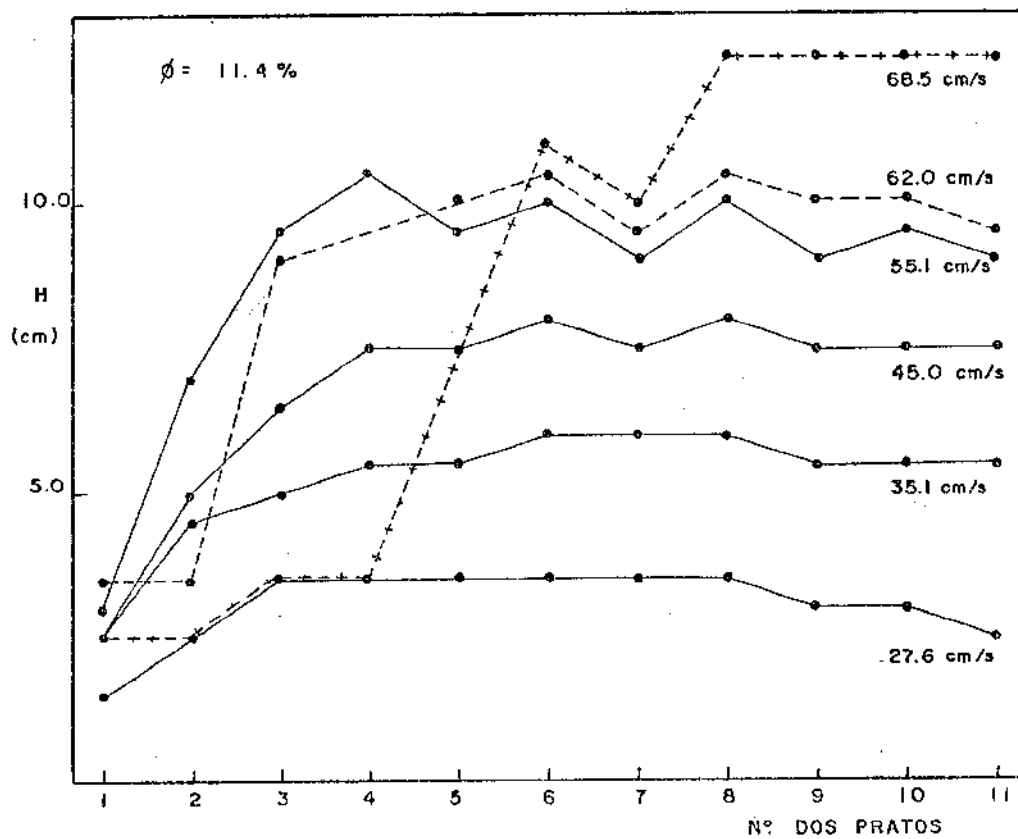
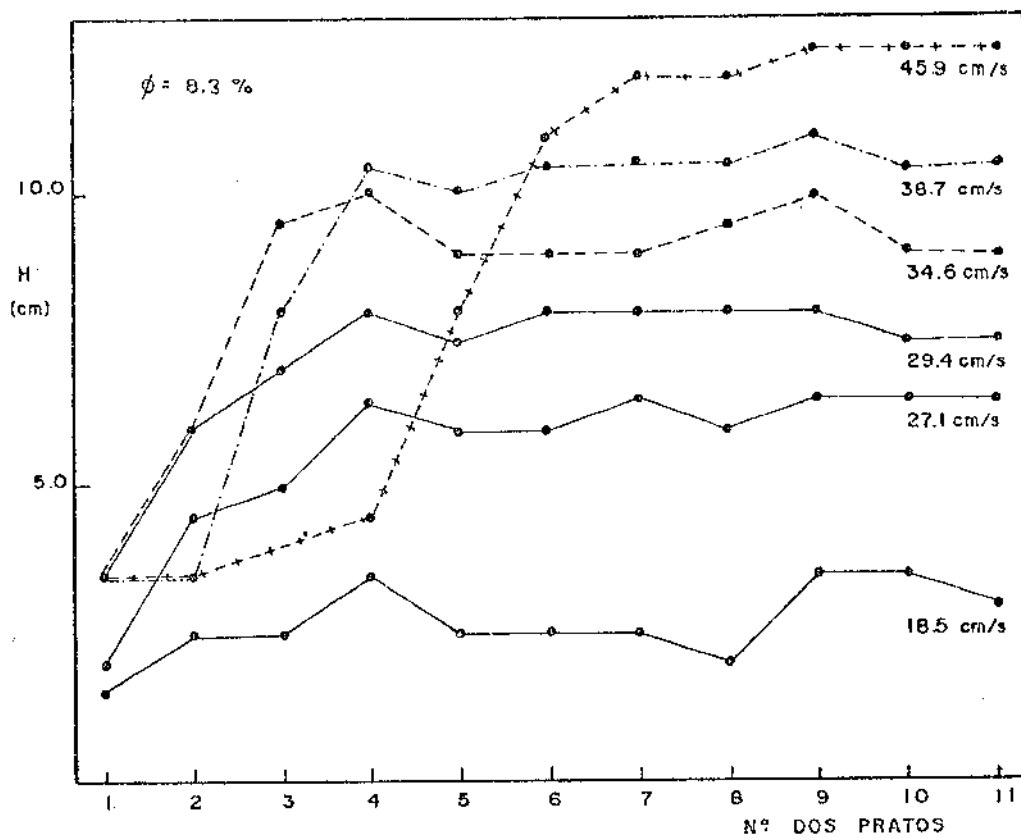


Figura 4.8 - Altura da dispersão sobre pratos da coluna a refluxo total para área livre de 8,3% e 11,4%.

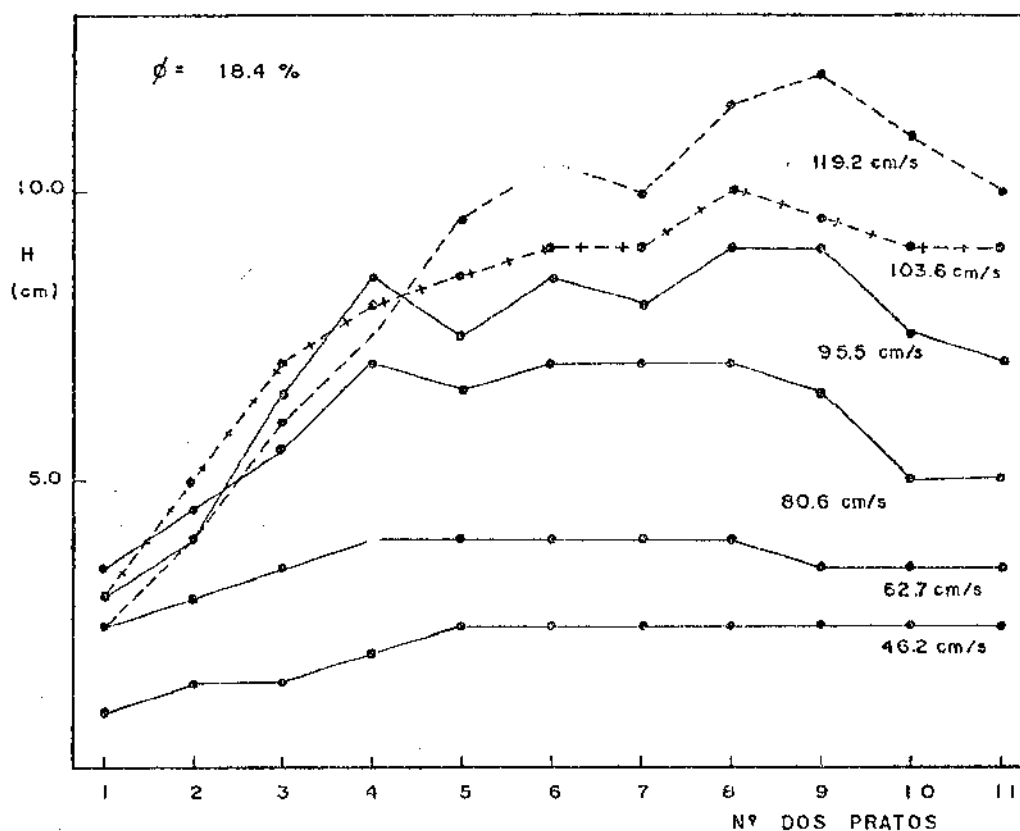
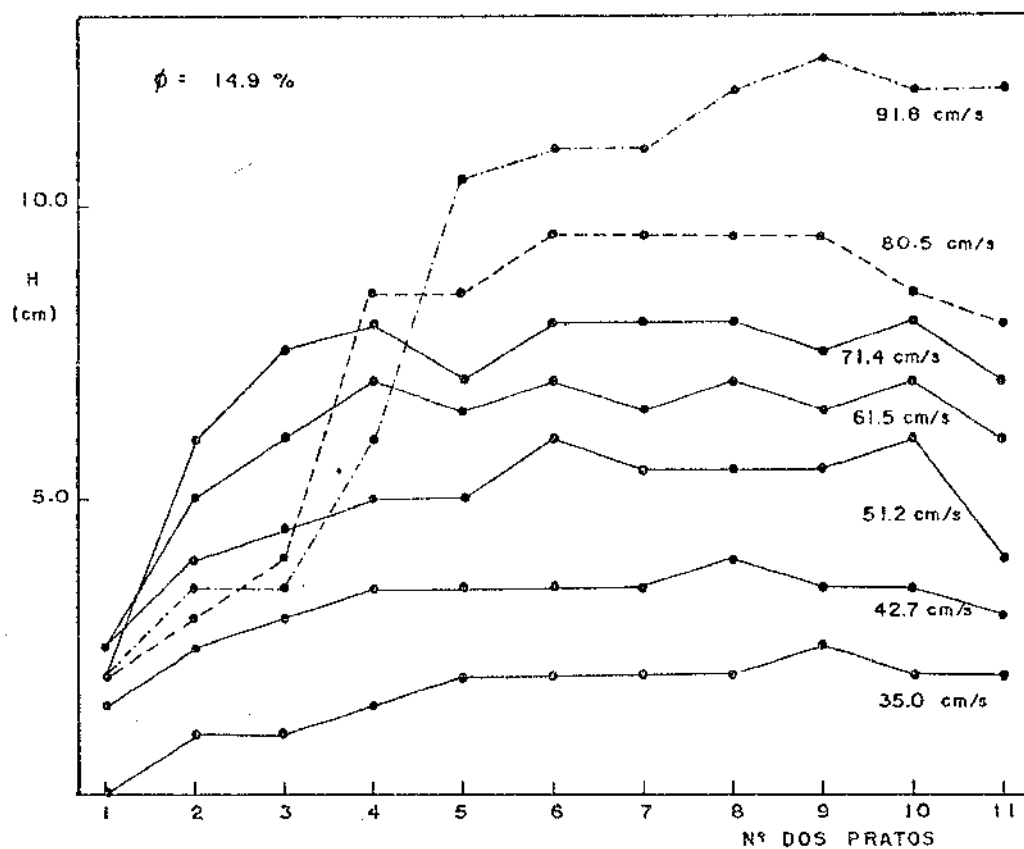


Figura 4.9 - Altura da dispersão sobre pratos da coluna a refluxo total para área livre de 14,9% e 18,4%.

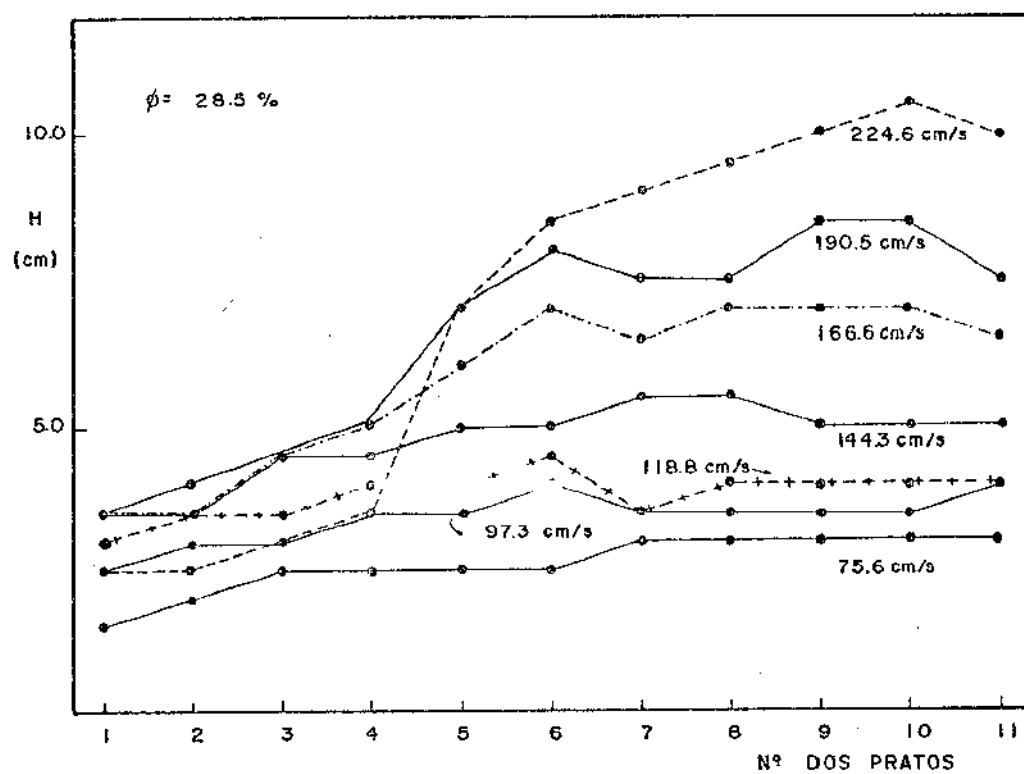
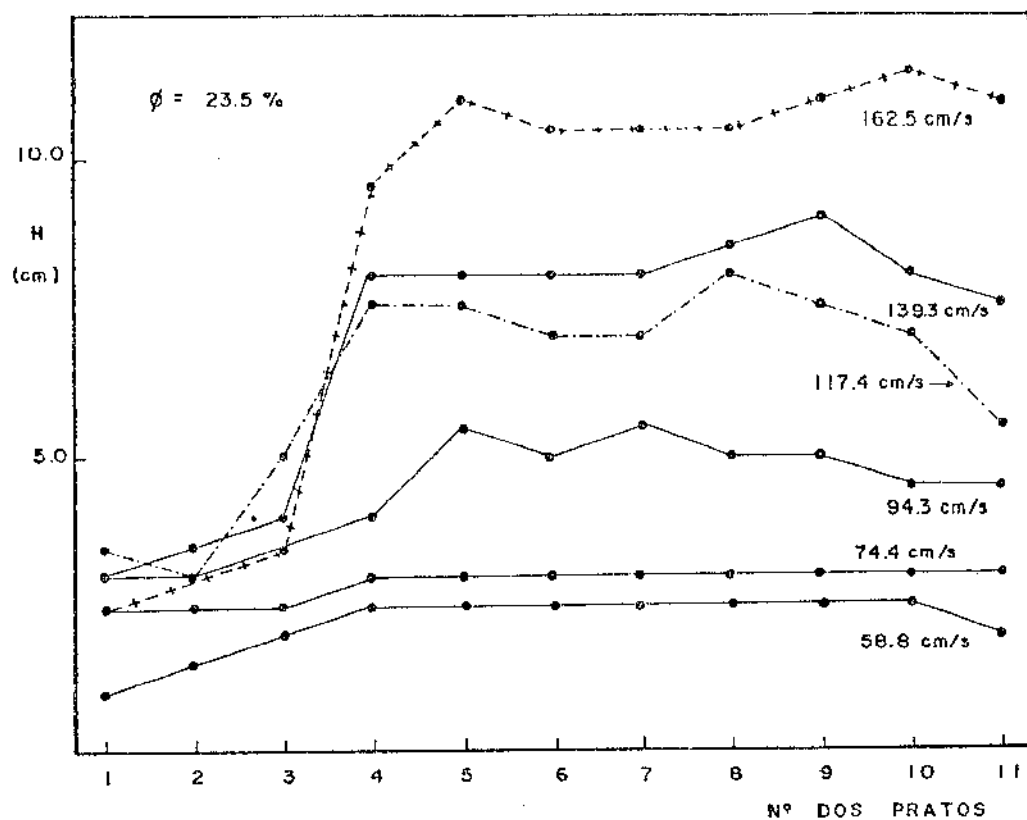


Figura 4.10 - Altura da dispersão sobre pratos da coluna à refluxo total para área livre de 23,5% e 28,5%.

para uma mesma velocidade superficial de vapor. Tais flutuações podem ser explicadas pela existência de oscilações na dispersão que dificultam a medida exata da altura média da dispersão e pela existência do efeito de histerese (2), que ocorre durante a operação de pratos sem vertedores, fazendo com que uma maior quantidade de líquido possa ficar retido sobre um prato, para uma mesma velocidade superficial, quando comparado a outro em semelhante condição.

Verifica-se por essas figuras que o comportamento da altura para os seis tipos de pratos estudados é semelhante, com a altura da dispersão comportando-se da mesma forma, em função da velocidade superficial. Para uma mesma velocidade superficial de vapor, a qual é praticamente constante em toda extensão da coluna, os pratos da base da coluna apresentam sempre menores alturas, as quais aumentam de acordo com a sequência dos pratos na direção do topo, até um valor máximo, nos últimos pratos.

Analisando-se a influência da velocidade superficial nos pratos de forma individual, verifica-se que nos pratos do topo um aumento na velocidade superficial ocasiona um aumento na altura da dispersão para todas as áreas livres de pratos. Tal fato é ilustrados para o prato nº10, de área livre 8,3% e 23,5%, nas figuras 4.11 e 4.12. respectivamente. Nos pratos da base verifica-se que a altura da dispersão aumenta com o aumento da velocidade superficial do vapor até um valor máximo, apresentando em seguida uma diminuição. As figuras 4.13 e 4.14 ilustram este fato para os pratos nº 2 e 3, com área livre de 8,3% e 14,9%, respectivamente.

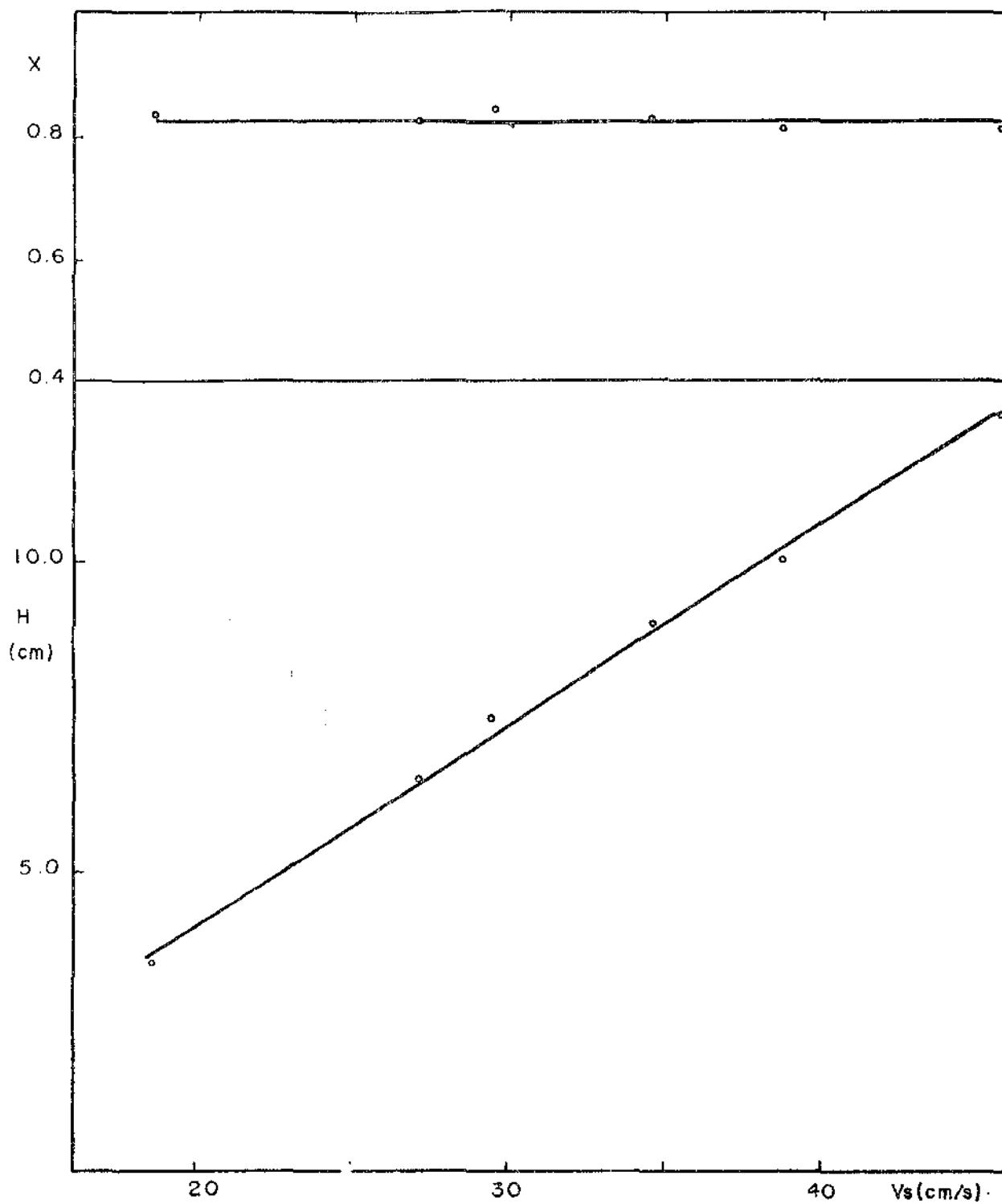


Figura 4.11 - Altura e composição da dispersão sobre o prato nº 10, com área livre de 8,3% em função da velocidade superficial.

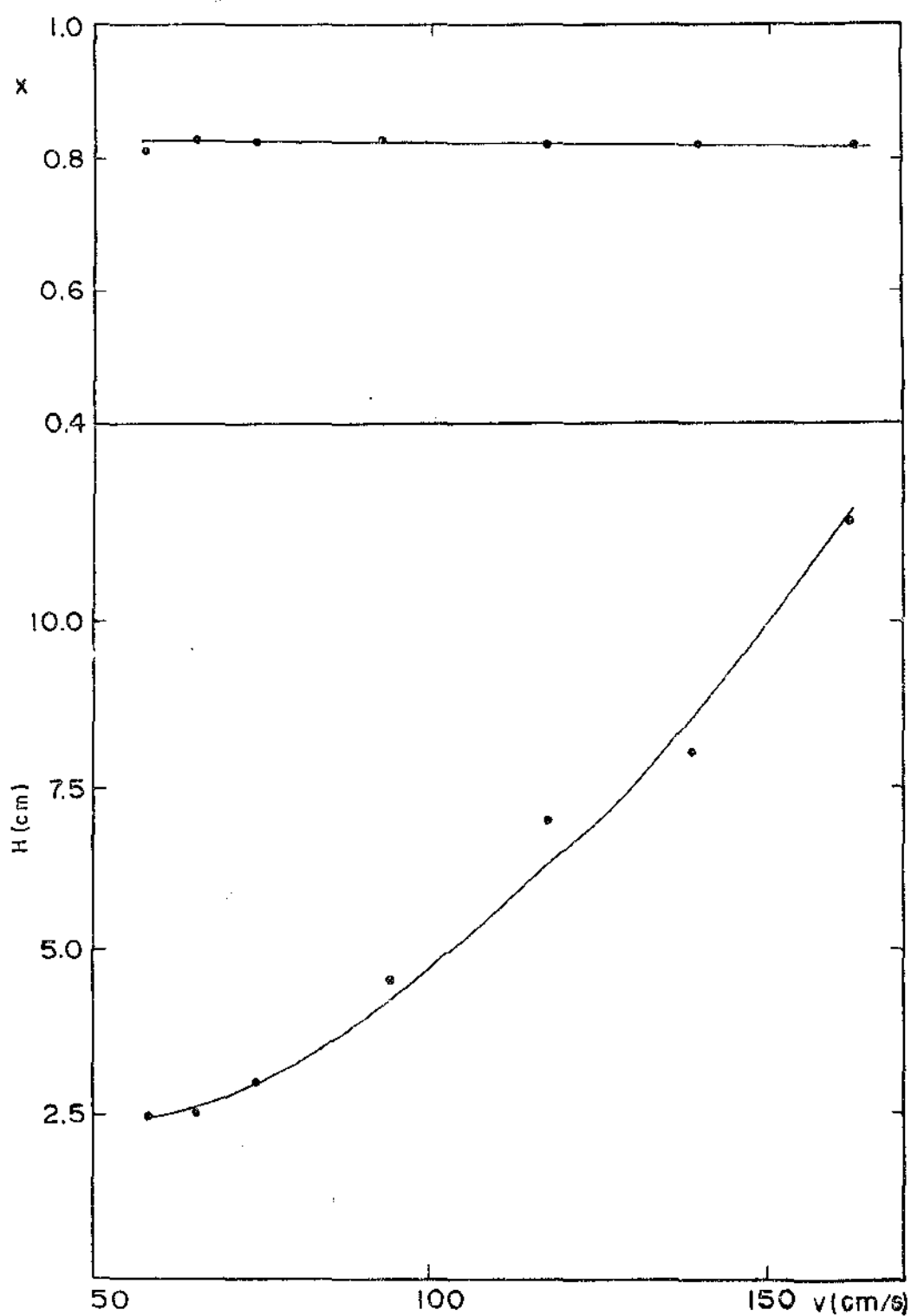


Figura 4.12 - Altura e composição da dispersão sobre o prato nº 10, com área livre de 23,5% em função da velocidade superficial.

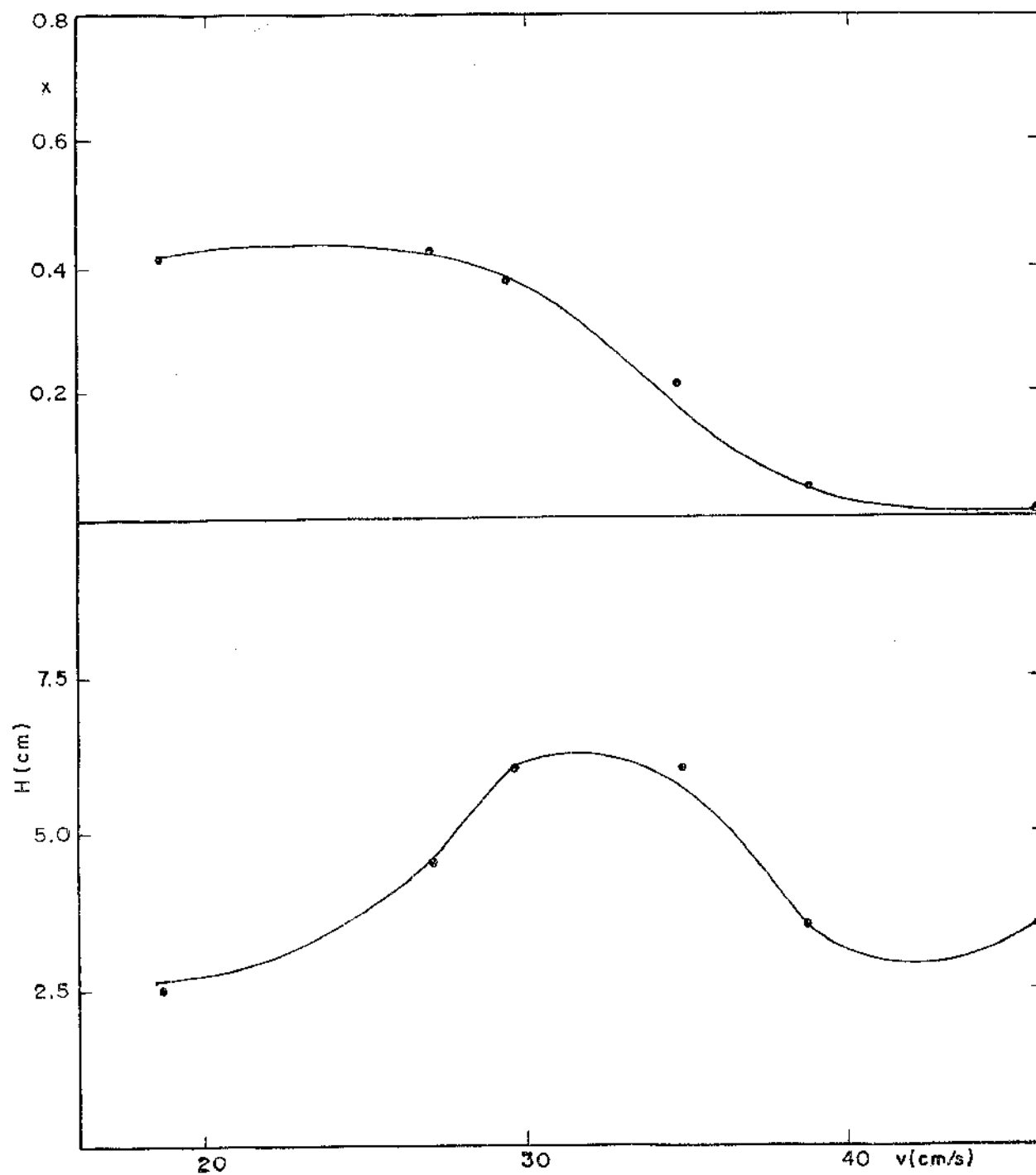


Figura 4.13 - Altura e composição da dispersão sobre o prato nº 2, com área livre de 8,3% em função da velocidade superficial.

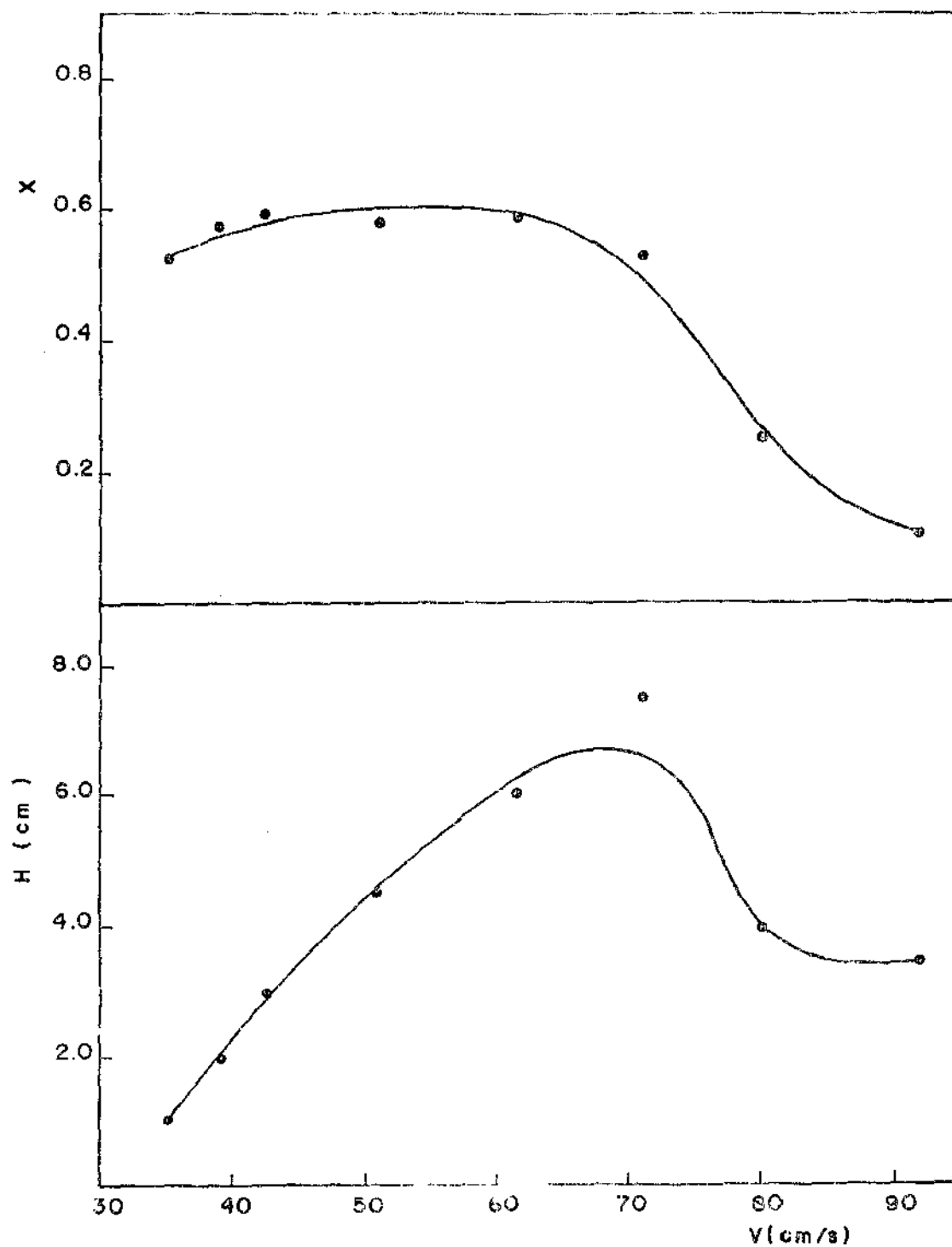


Figura 4.14 - Altura e composição da dispersão sobre o prato nº 3, com área livre de 14,9% em função da velocidade superficial.

Na primeira situação, para os pratos de topo as composições são praticamente constantes (vide figura 4.11 e 4.12), sendo variada somente a velocidade superficial. Na segunda situação, para os pratos da base, as composições obtidas nem sempre são constantes quando se varia a velocidade superficial (vide figura 4.13 e 4.14). Observa-se aí o fato da altura da dispersão aumentar de acordo com a velocidade superficial somente quando a composição é constante e decrescer com o aumento da velocidade superficial quando a composição decresce.

A variação da altura das dispersões encontra-se então não só relacionada com a velocidade superficial do vapor mas também com as concentrações da fase líquida. Nos pratos onde a composição de etanol é menor, a formação de espuma na dispersão é notadamente bem menor e assim mesmo que aumente a velocidade superficial a altura da dispersão neles pouco varia.

No capítulo 2 foi comentado o efeito de estabilização de bolhas de vapor ou seja da espuma dentro das dispersões. Comentou-se que esta estabilização ocorre quando o sistema destilante tem comportamento positivo. O sistema etanol-água se comporta como tal, (vide tabela 3.2), entretanto tem-se observado através dos experimentos que o sistema etanol-água apresenta-se como um sistema bastante espumante nas maiores composições de etanol, apresentando em menores composições um decréscimo na quantidade de espuma formada na dispersão.

A estabilização da espuma tem sido explicada pelo aparecimento de um reforço que tende drenar líquido entre as bolhas evitando a sua coalescência. Este reforço é causado pela diferença de tensão superficial entre as adjacências das bolhas e o seio do líquido, devido ao próprio fenômeno da transferência

de massa, que cria uma saturação preferencial do componente menos volátil (de maior tensão superficial), em torno da bolha.

A medida em que a composição de etanol da fase líquida (em ebulição) diminui, a tensão superficial da mistura líquida aumenta. Tal fato pode ser verificado na figura 4.15, que mostra a tensão superficial para a mistura etanol-água, em função da composição nas condições de ebulição. Sendo então o reforço drenante proporcional à diferença de tensão superficial entre as adjacências das bolhas e o seio do líquido, à medida em que a composição em etanol no seio do líquido, ou seja composição da fase líquida, se torna menor, tanto menor será a diferença de tensão superficial e conseqüentemente menor será o reforço drenante que impede a coalescência das bolhas e portanto a coalescência das bolhas não pode ser impedida. Dessa forma justifica-se então para o sistema destilante etanol-água a formação de menor quantidade de espuma em menores composições.

A partir desta análise verifica-se que o efeito de estabilização de bolhas no seio de uma dispersão (formação de espuma) é variada de acordo com a composição de etanol, sendo que esta capacidade de formação de espumas aumenta de acordo com o aumento da composição de etanol.

As figuras 4.16 a 4.18 mostram a variação da altura da dispersão em cada prato da coluna, para os diversos tipos de pratos, em função da velocidade superficial do vapor, nas condições de refluxo parcial. Observa-se, da mesma forma que para as condições de refluxo total, só que em menor grau, que as alturas das dispersões para os pratos da base são também menores que nos pratos de topo.

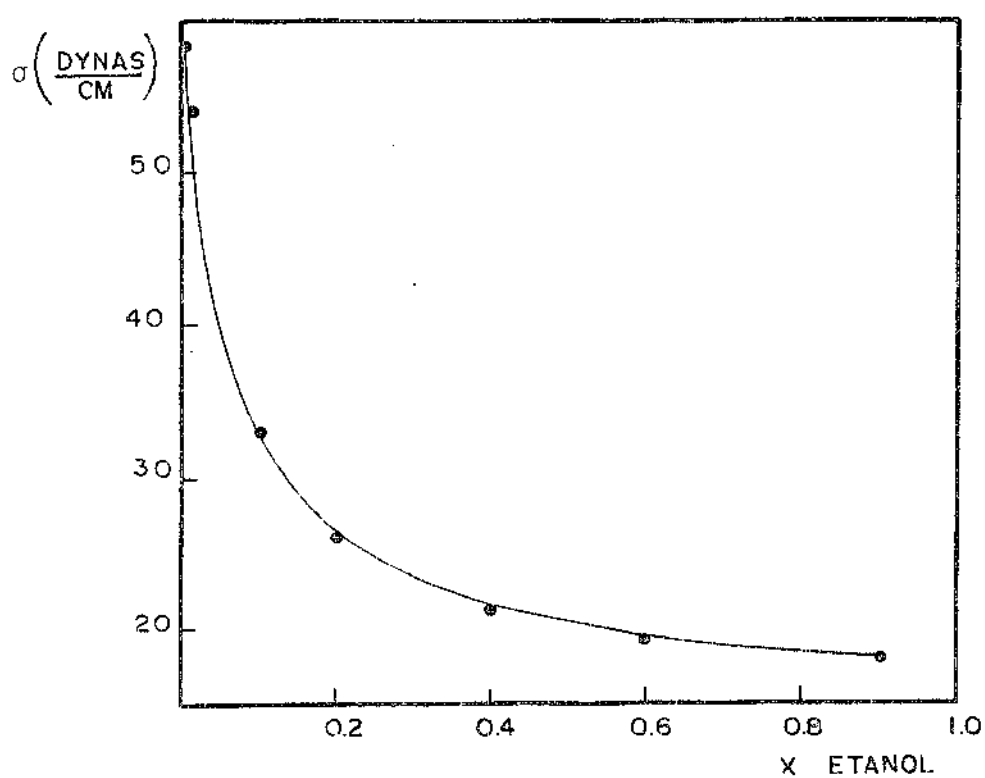


Figura 4.15 - Tensão superficial da mistura etanol-água em ebulição, em função da composição de etanol.

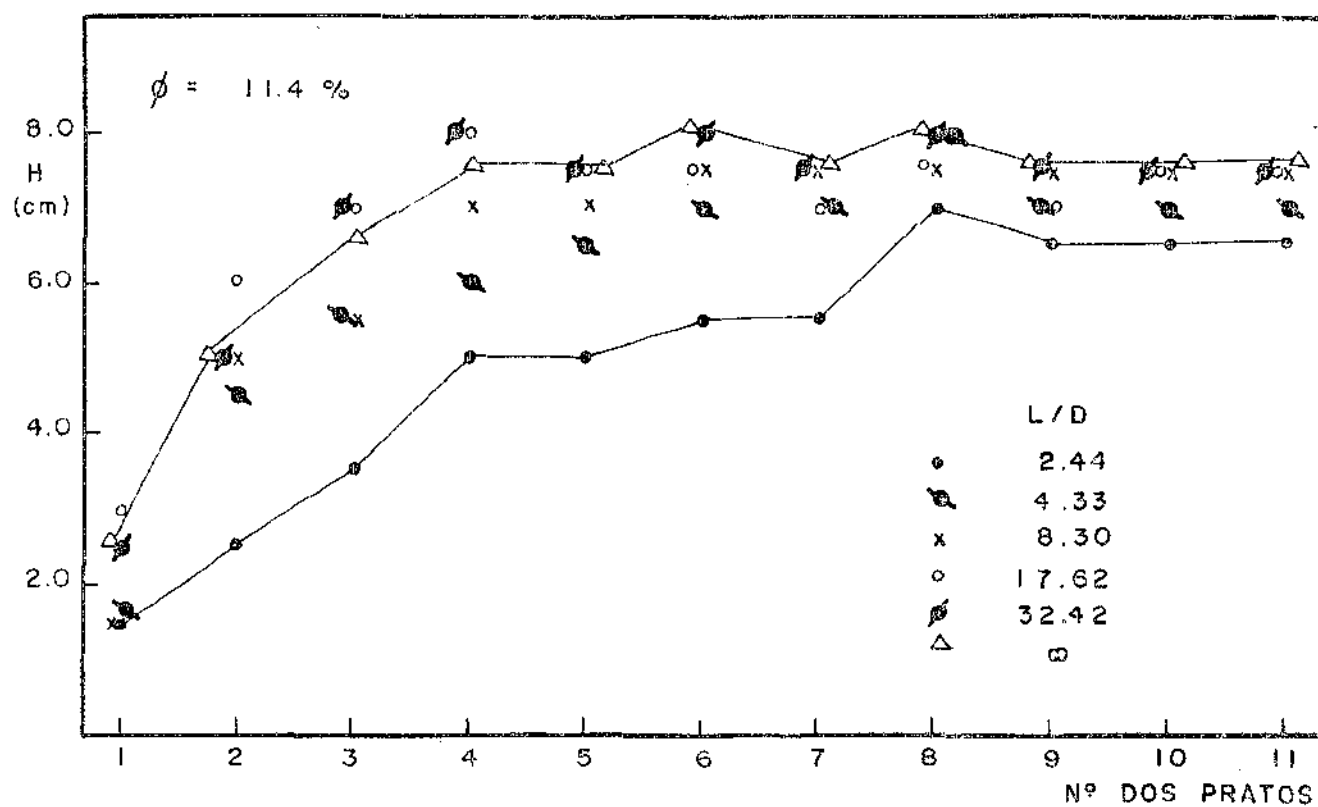
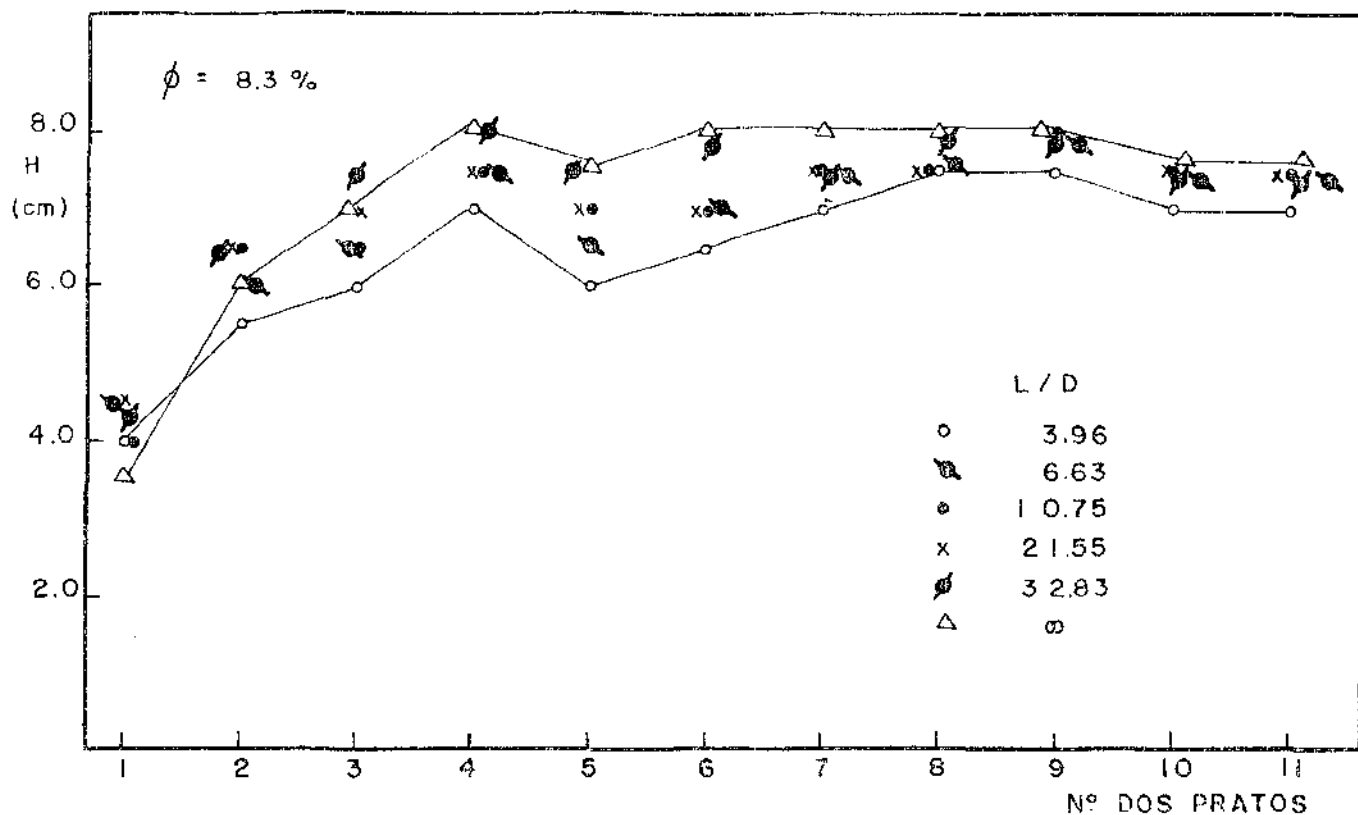


Figura 4.16 - Altura da dispersão sobre pratos da coluna área livre de 8,3% e 11,4% à várias razões de refluxo.

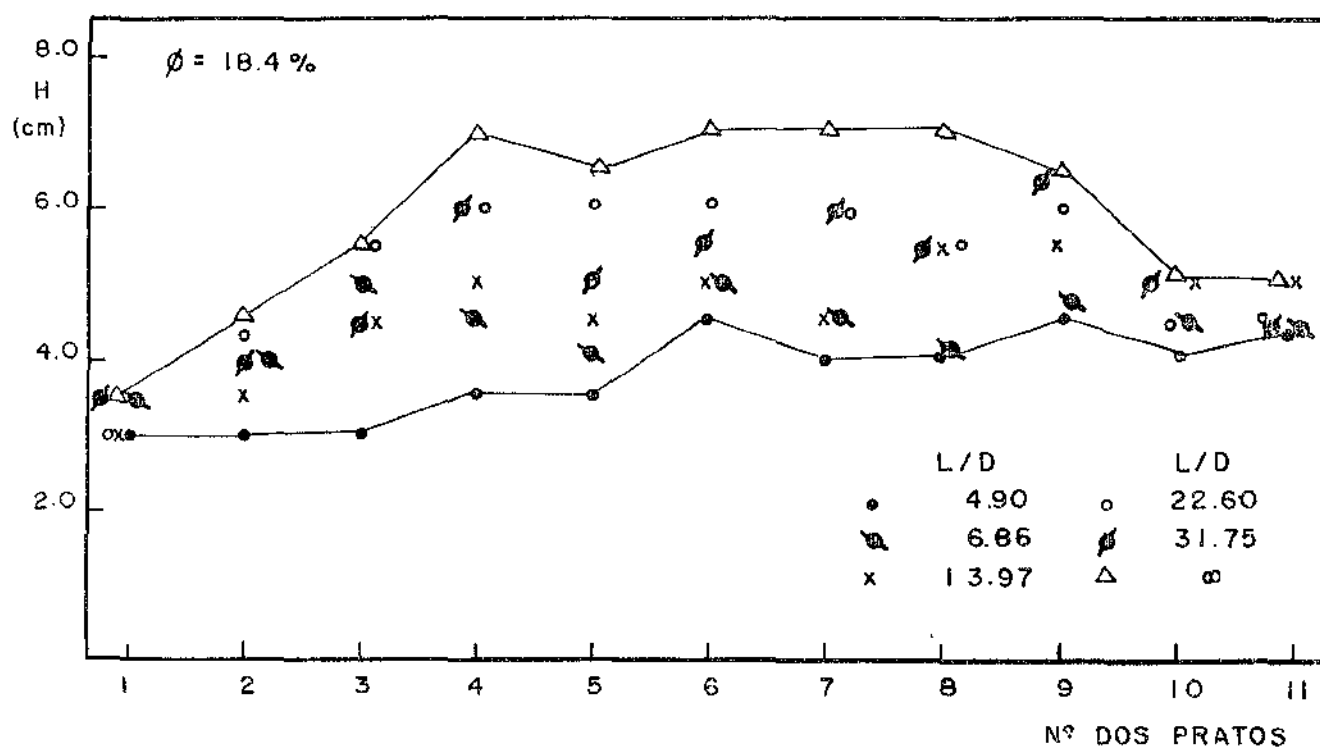
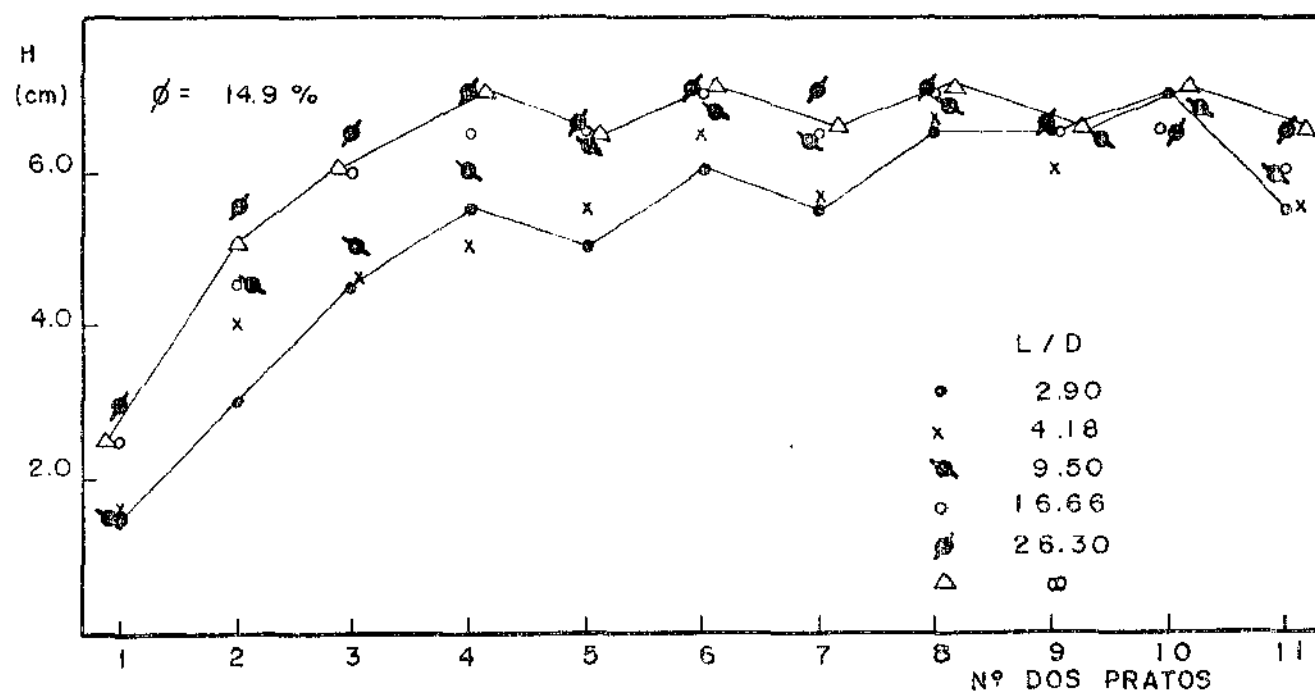


Figura 4.17 - Altura da dispersão sobre pratos da coluna área livre de 14,9% e 18,4% à várias razões de refluxo.

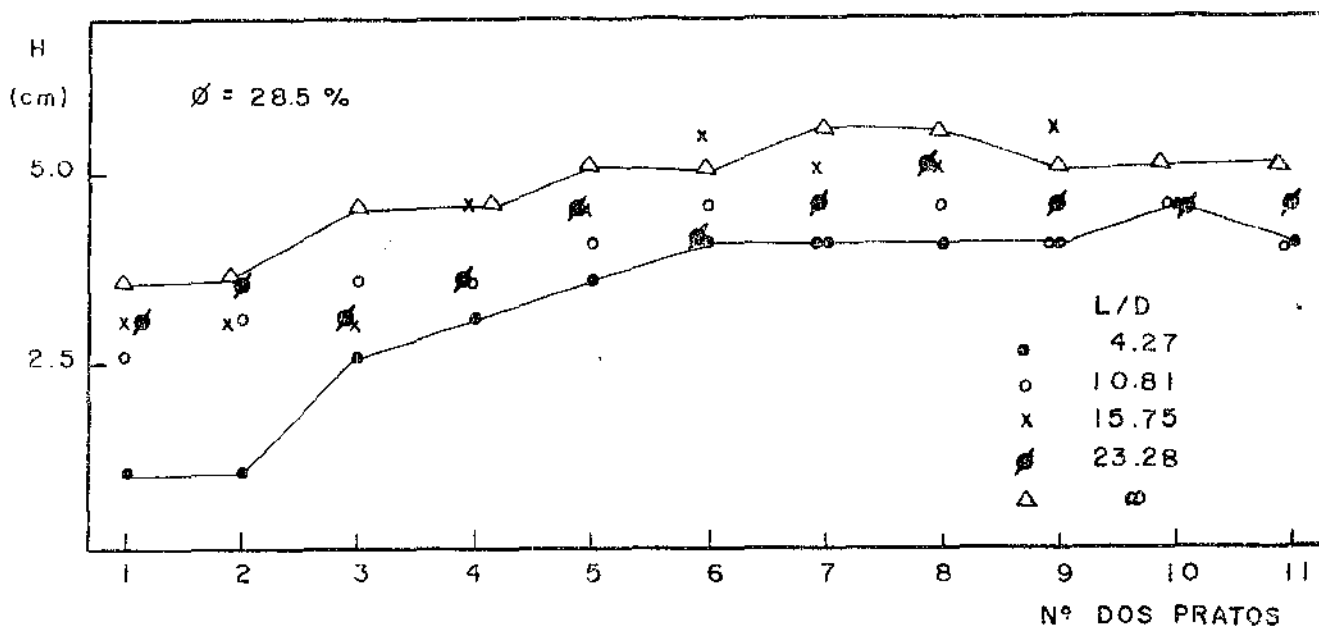
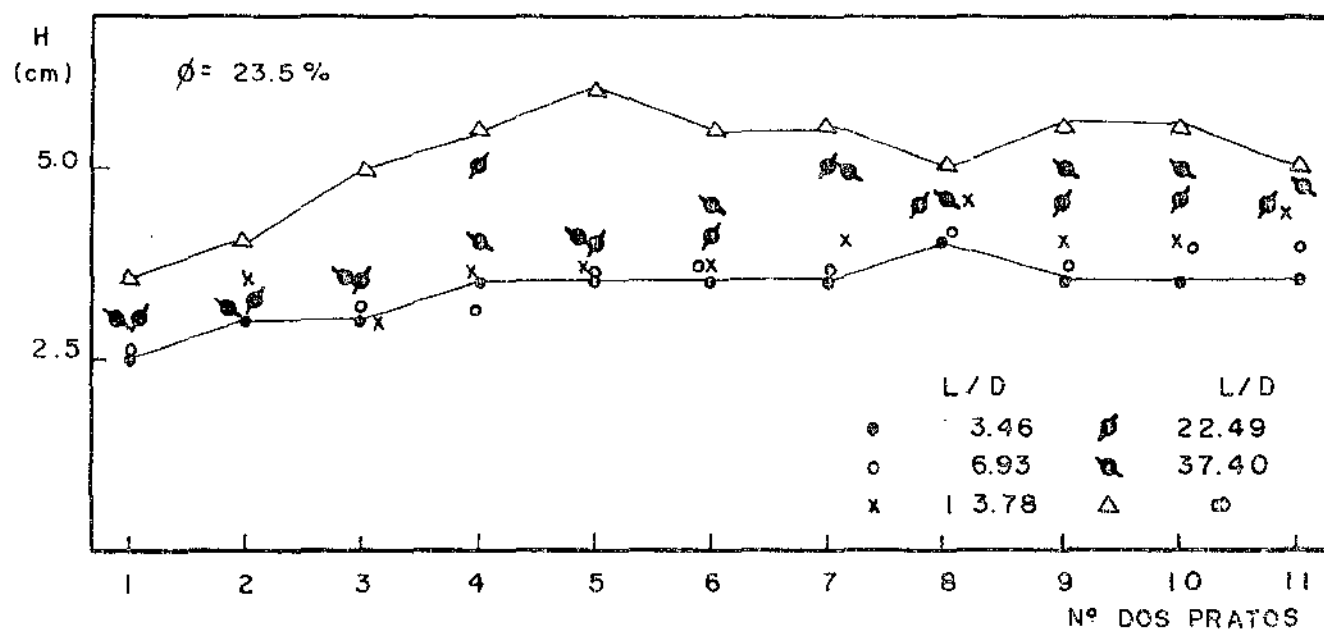


Figura 4.18 - Altura da dispersão sobre pratos da coluna área livre de 23,5% e 28,5% à várias razões de refluxo.

Na obtenção dos dados para as condições de refluxo parcial, de maneira a fazer variar a razão de refluxo (L/D), a vazão de vapor através da coluna foi mantida praticamente constante, sendo mudada apenas a quantidade de líquido refluindo na coluna, assim a partir destes gráficos em que só a vazão de líquido é variável através da coluna, pode se verificar que a altura da dispersão não é tão sensível a essas variações nas condições usuais de destilação, representadas por razões de refluxo entre o valor mínimo e o total.

As figuras 4.27 e 4.28 mostram no item 4.7 a influência da área livre na altura da dispersão, para uma mesma velocidade superficial de vapor à refluxo total. Por meio delas pode-se verificar que para uma mesma velocidade superficial os pratos de menores áreas livres apresentam maiores alturas. Este comportamento, embora só seguido para os pratos onde a dispersão possui sempre o mesmo tipo de estrutura (pratos de topo), é explicado pela maior força resistiva que o líquido encontra ao drenar nos pratos de menor área livre, devido a maior velocidade do vapor nos orifícios, fazendo portanto que uma maior quantidade de líquido fique retido sobre os pratos.

A partir da análise feita acima verifica-se que a altura da dispersão é influenciada por parâmetros tais como a área livre do prato, a velocidade superficial do vapor, vazão de líquido e pela própria transferência de massa que com a criação de gradientes de tensão superficial entre as bolhas de vapor e o líquido modifica a porosidade da dispersão, devido a formação de espuma nelas, alterando portanto a altura da dispersão.

4.5 PERFIS DE COMPOSIÇÃO - ANÁLISE DA TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Esta secção trata da análise dos perfis de composição obtidos na coluna durante a sua operação tanto nas condições de refluxo total em refluxo parcial. Os perfis aqui mostrados representam o valor médio da composição de etanol da fase líquida medida em cada estágio da coluna e serão utilizados para a análise do comportamento da coluna quanto a transferência de massa em função de parâmetros tais como vazões e área livre do prato.

As figuras 4.19 a 4.21 mostram os perfis de composição que foram obtidos para as 6 diferentes áreas livres de prato utilizadas, na condição de refluxo parcial, cujas razões de refluxo (L/D), variam desde 2,4 até 37,4. Verifica-se nestes gráficos que os perfis de composição para as diversas razões de refluxo utilizadas aumentam de acordo com o aumento da razão de refluxo. Como as variações destas razões foram feitas mantendo-se aproximadamente a mesma vazão de vapor, consequentemente a mesma velocidade superficial, variando-se apenas quantidade de líquido refluxando, pode se dizer que o aumento desta quantidade acarreta um acréscimo no desempenho da transferência de massa na coluna, fazendo com que o perfil apresente maiores composições nas maiores razões de refluxo.

As figuras 4.22 a 4.24 mostram os perfis de composição obtidos para as diversas geometrias de pratos utilizadas no presente trabalho, na condição de refluxo total. As curvas são traçadas tendo como parâmetro a vazão molar de vapor e para todas áreas livres de prato observa-se o mesmo comportamento destes perfis, com uma convergência para um valor máximo de composição de etanol obtido no topo da coluna.

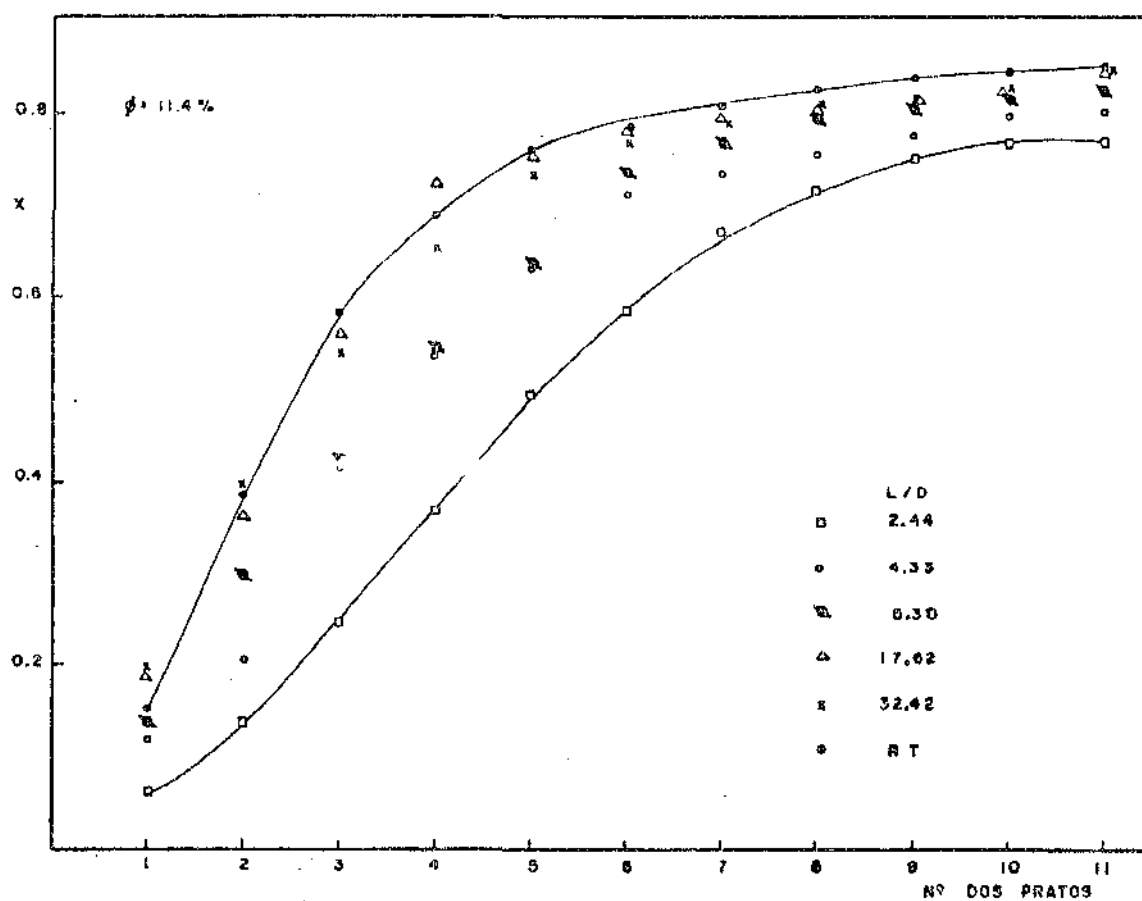
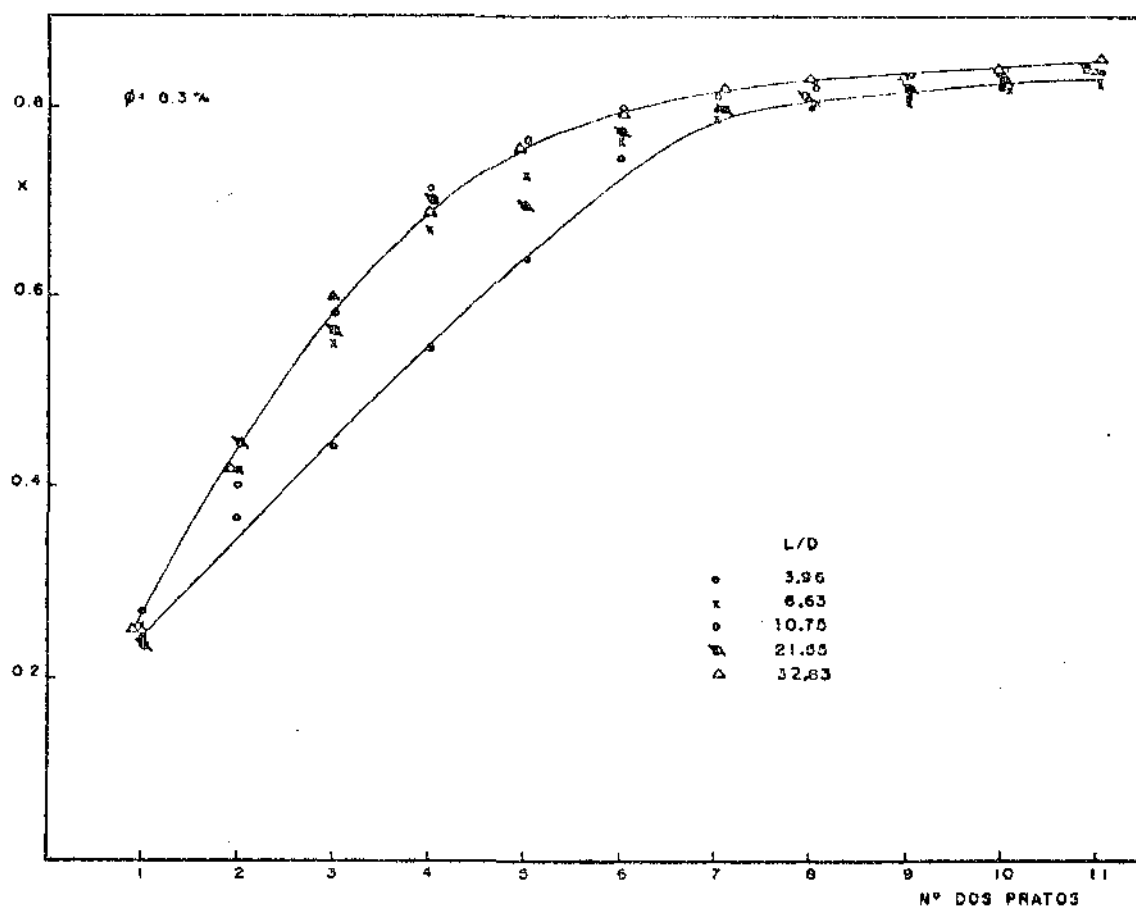


Figura 4.19 - Composições de etanol sobre pratos da coluna à várias razões de refluxo - área livre de 8,3% e 11,4%.

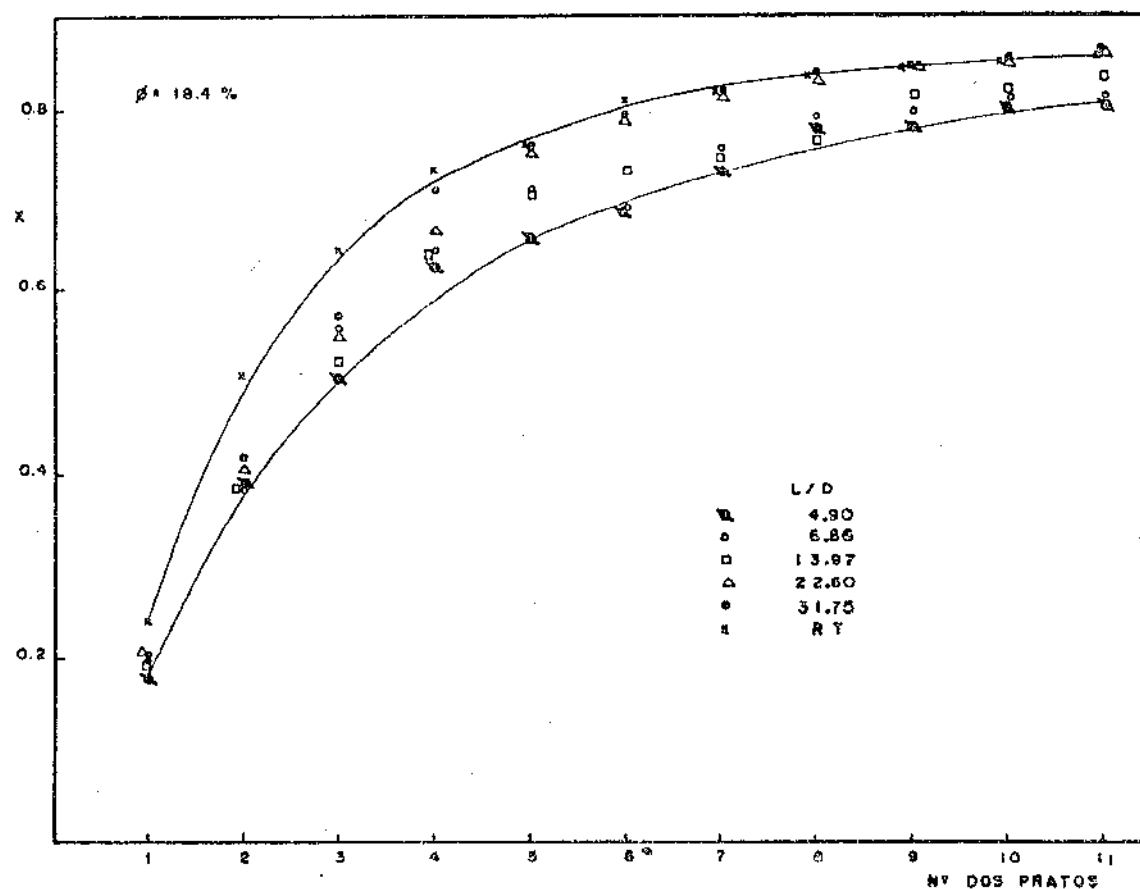
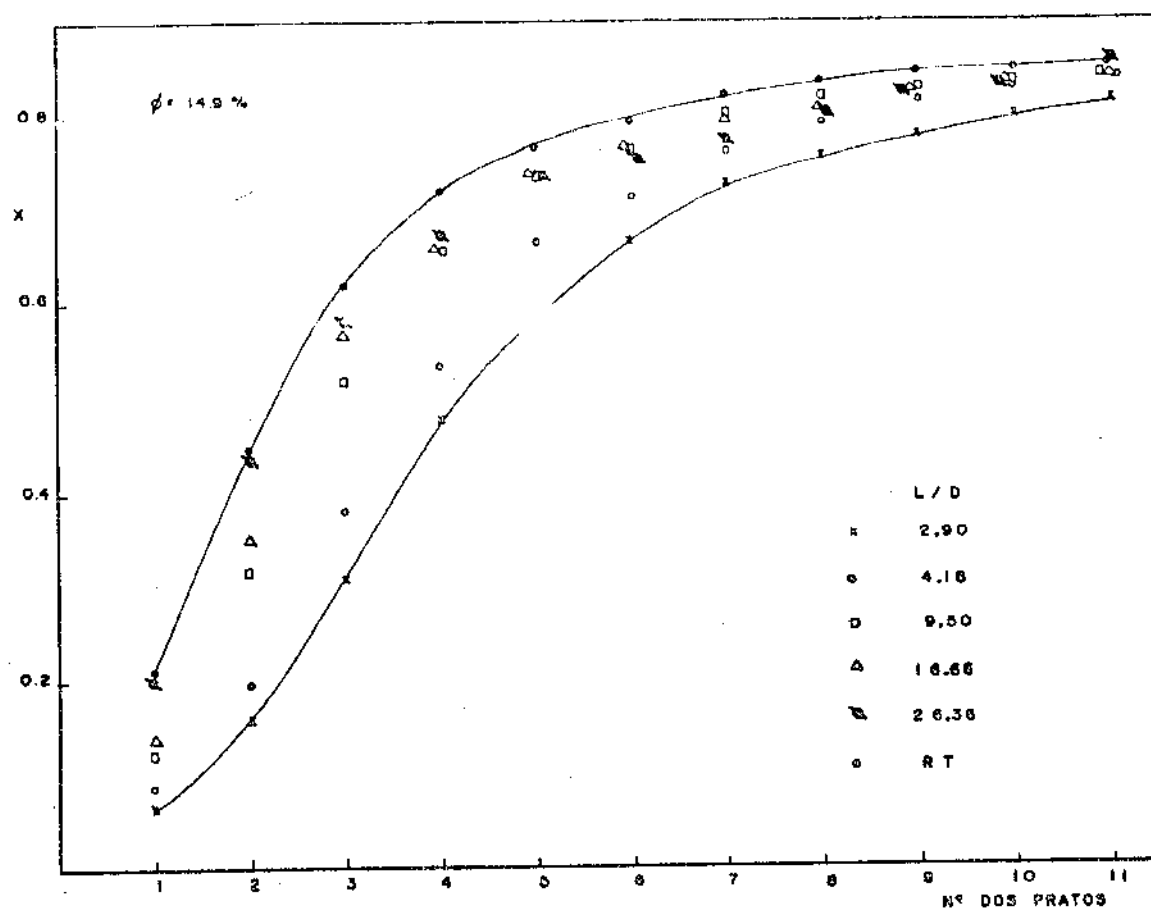


Figura 4.20 - Composições de etanol sobre pratos da coluna à várias razões de refluxo - área livre de 14,9% e 18,4%.

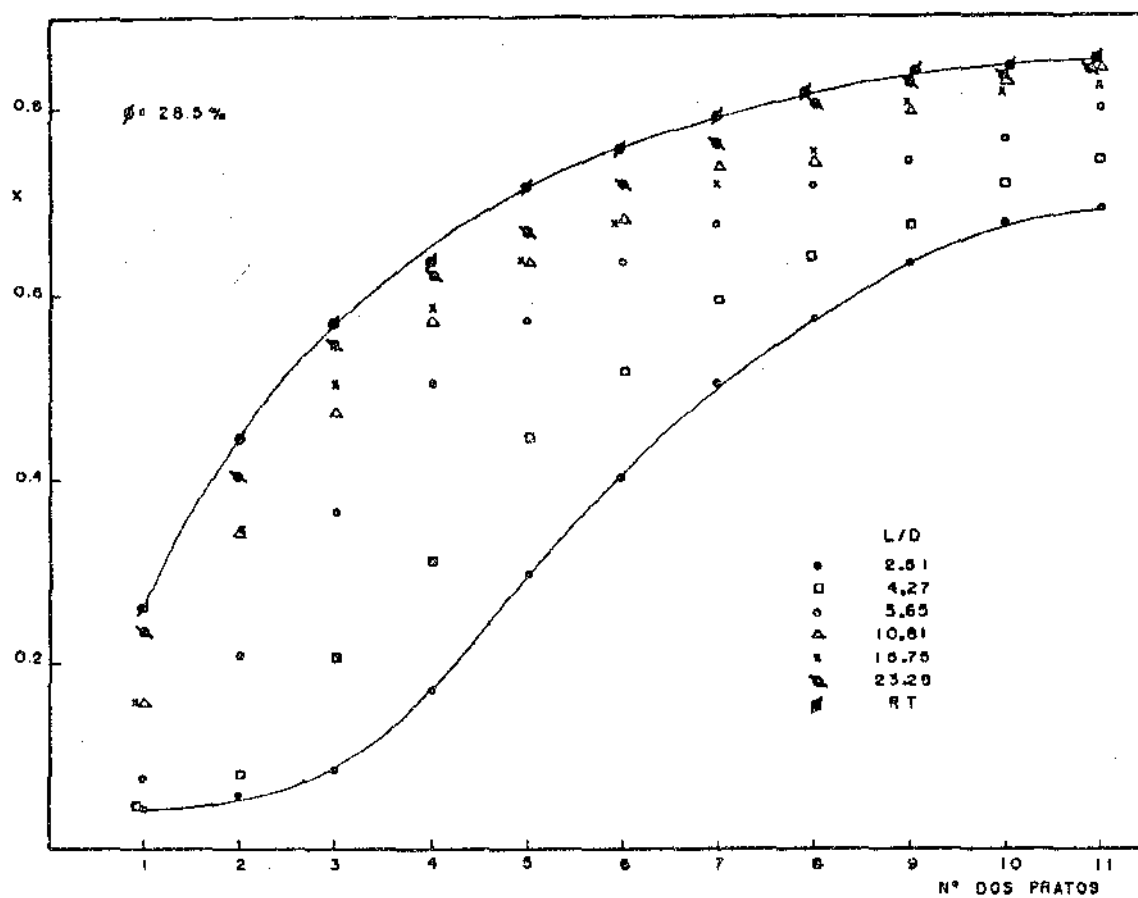
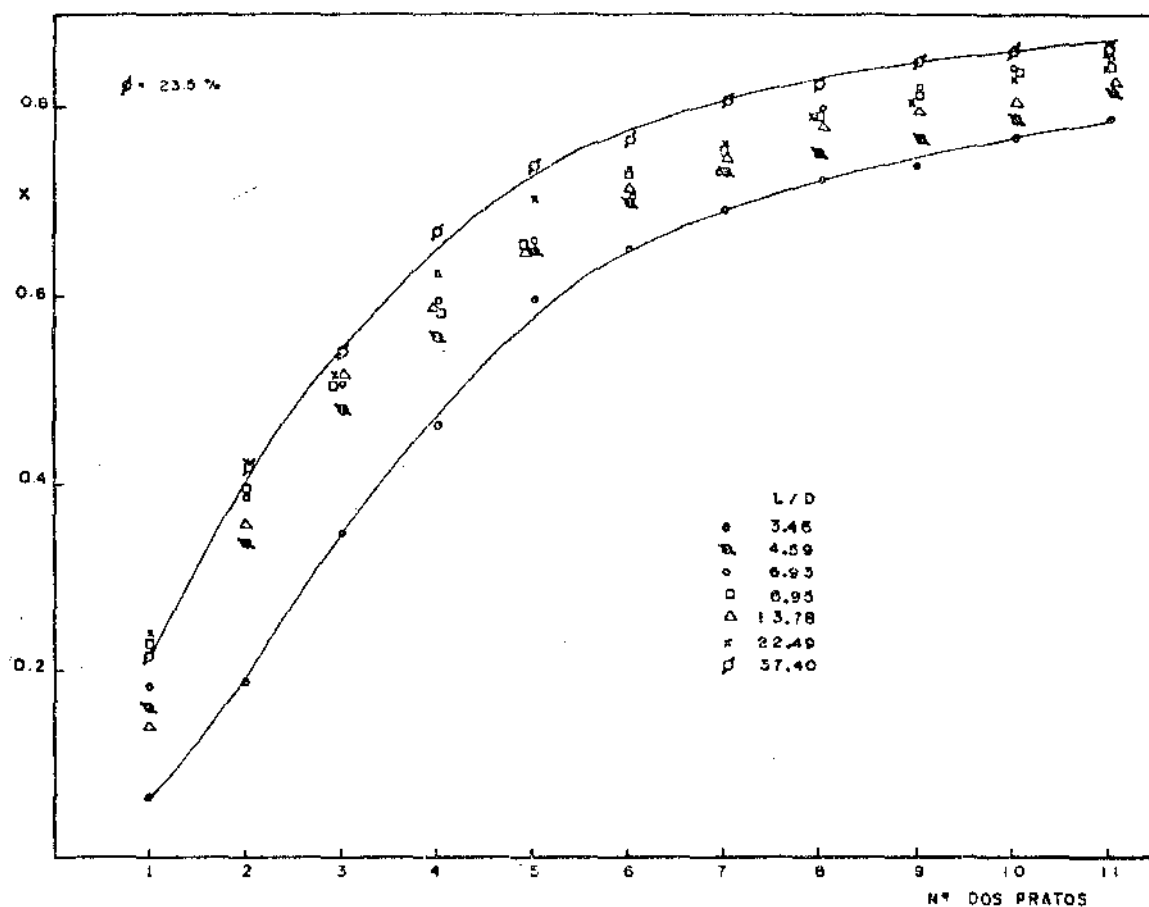


Figura 4.21 - Composições de etanol sobre pratos da coluna à várias razões de refluxo - área livre de 23,5% e 28,5%.

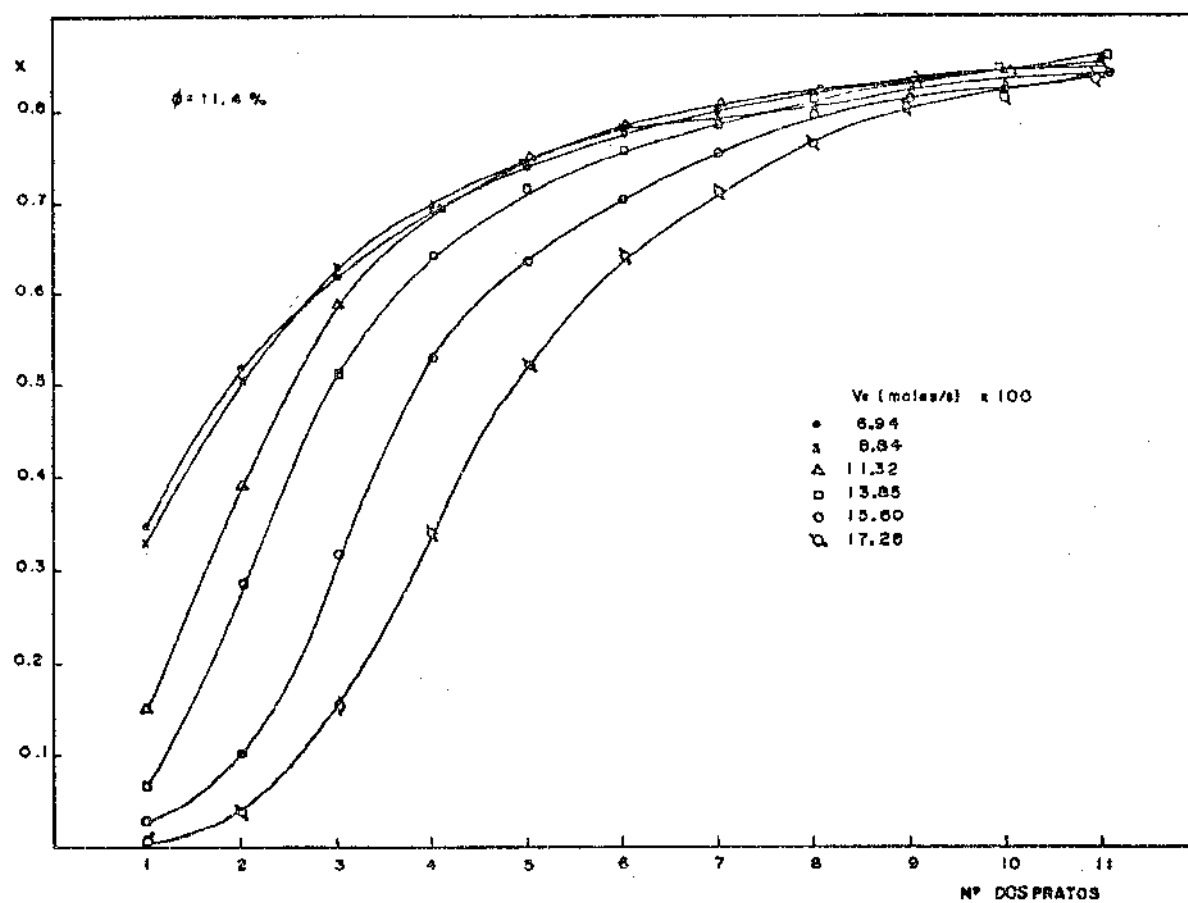
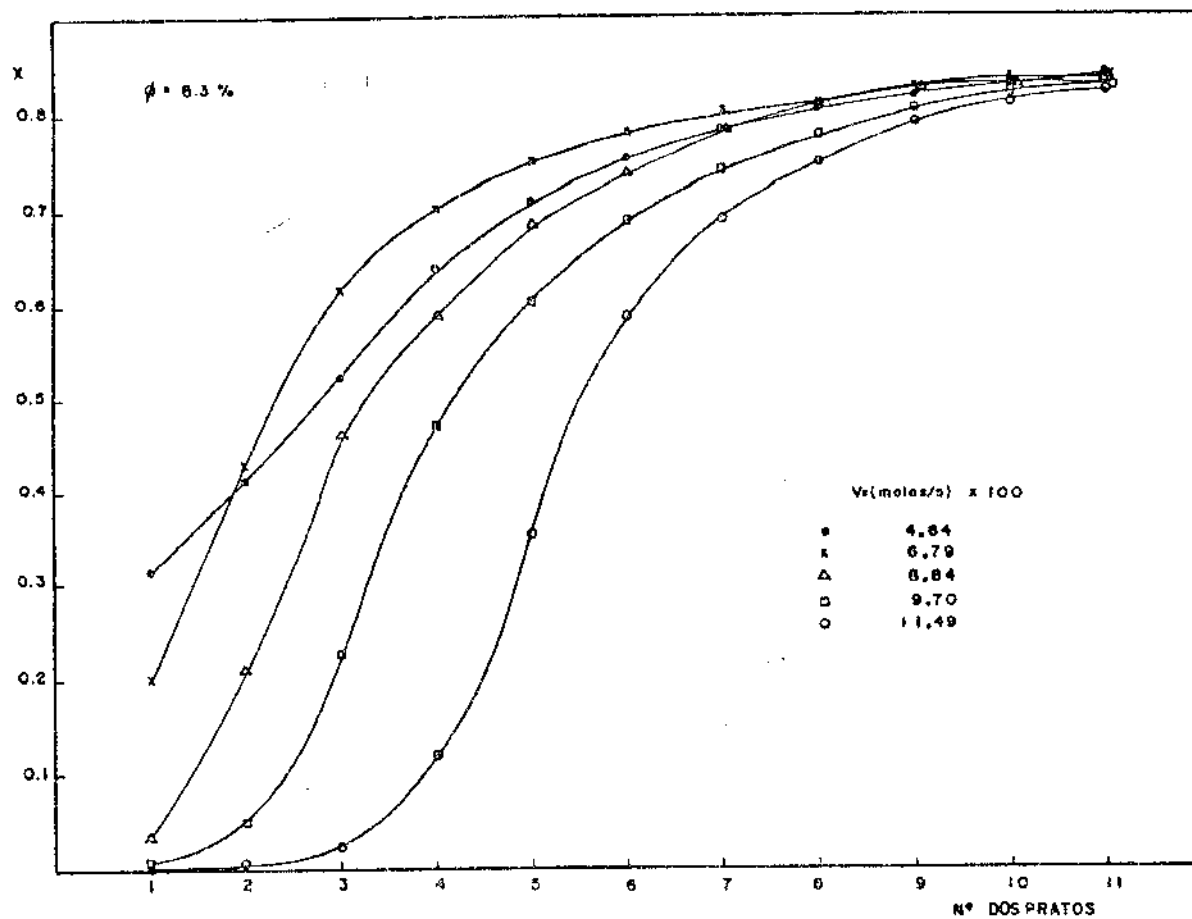


Figura 4.22 - Composições de etanol sobre pratos da coluna refluxo total - área livre 8,3% e 11,4%, à várias vazões.

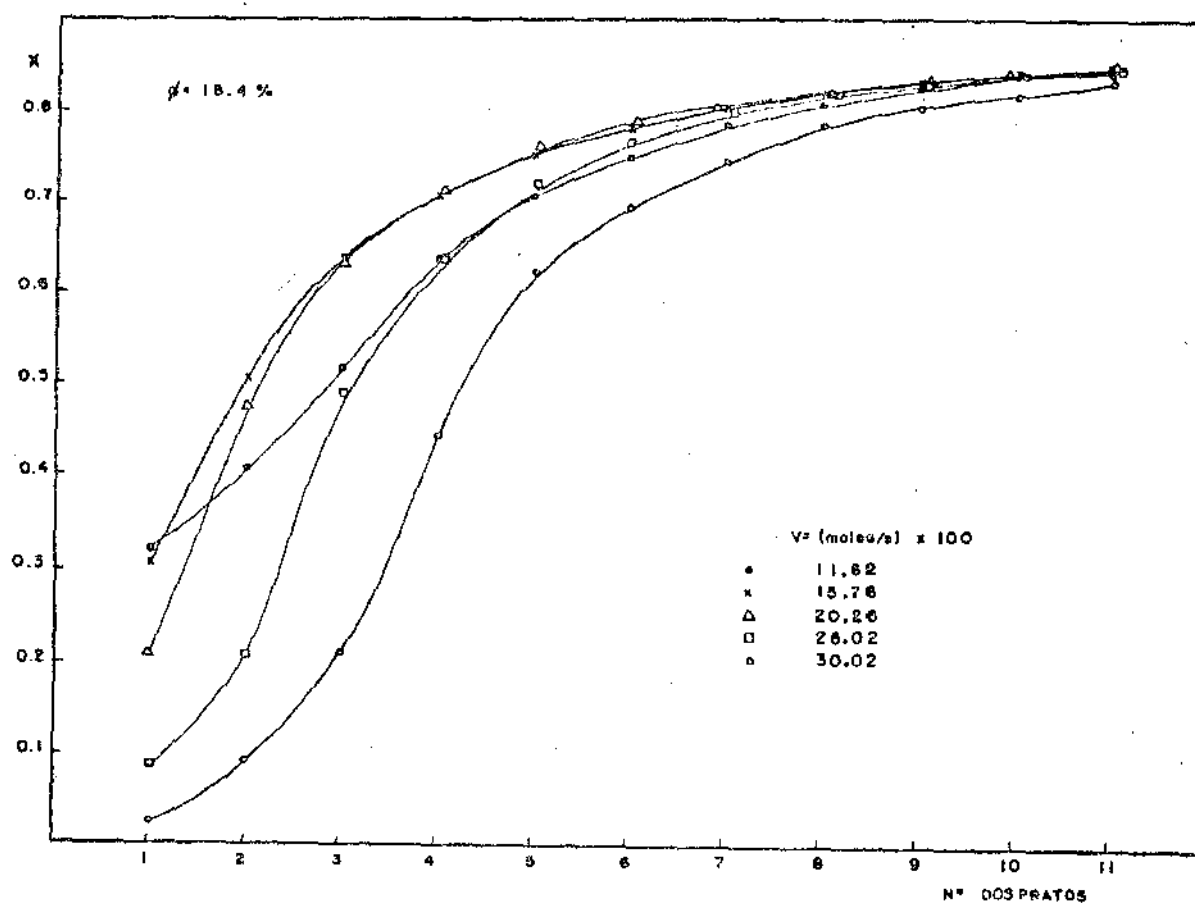
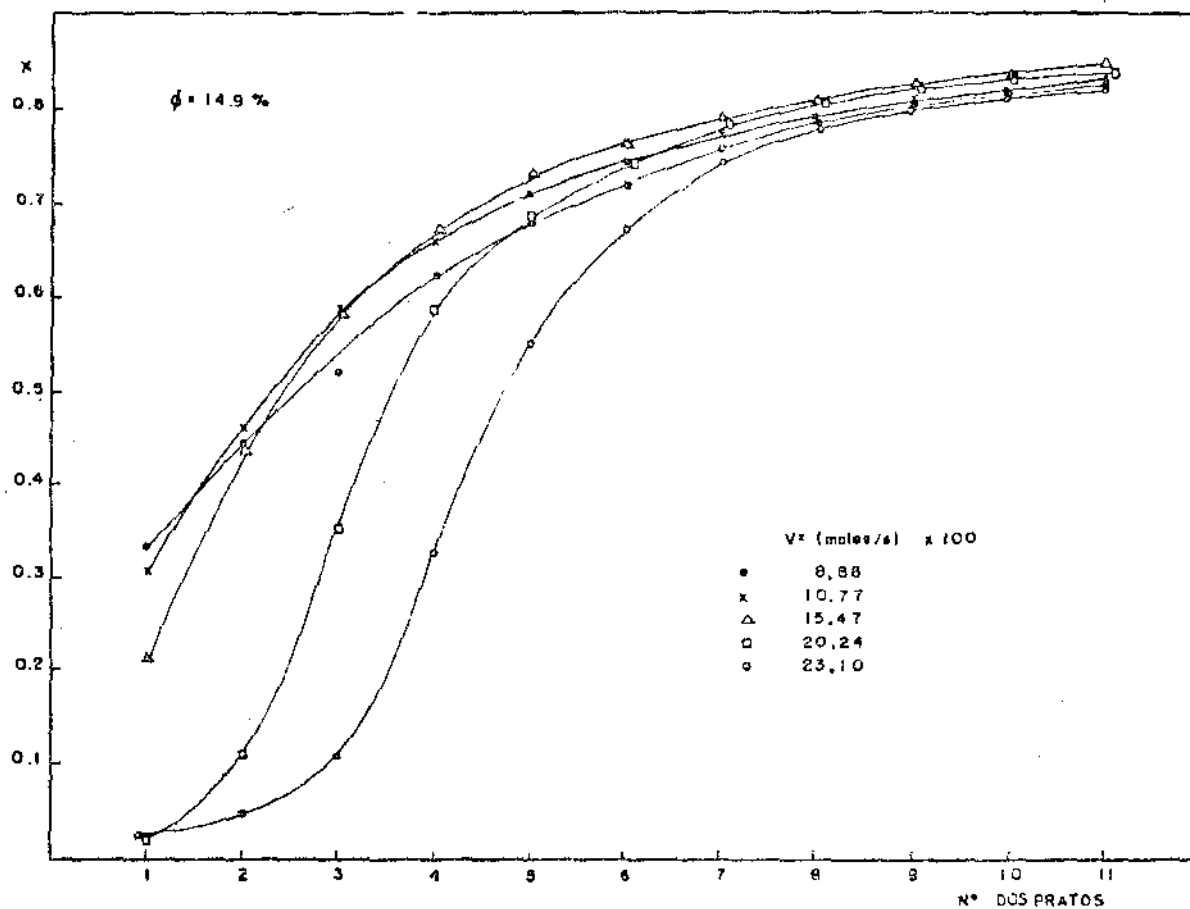


Figura 4.23 - Composições de etanol sobre pratos da coluna refluxo total - área livre 14,9% e 18,4% à várias vazões.

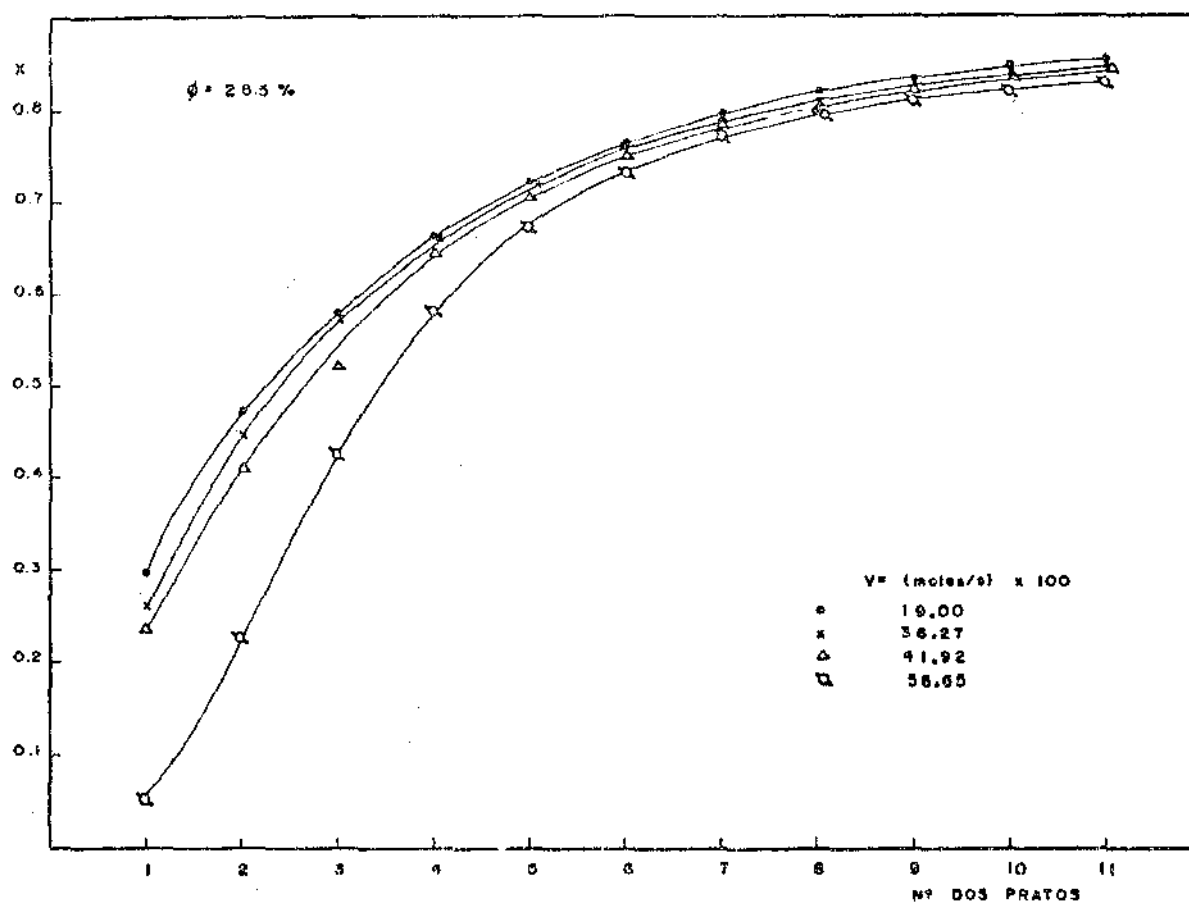
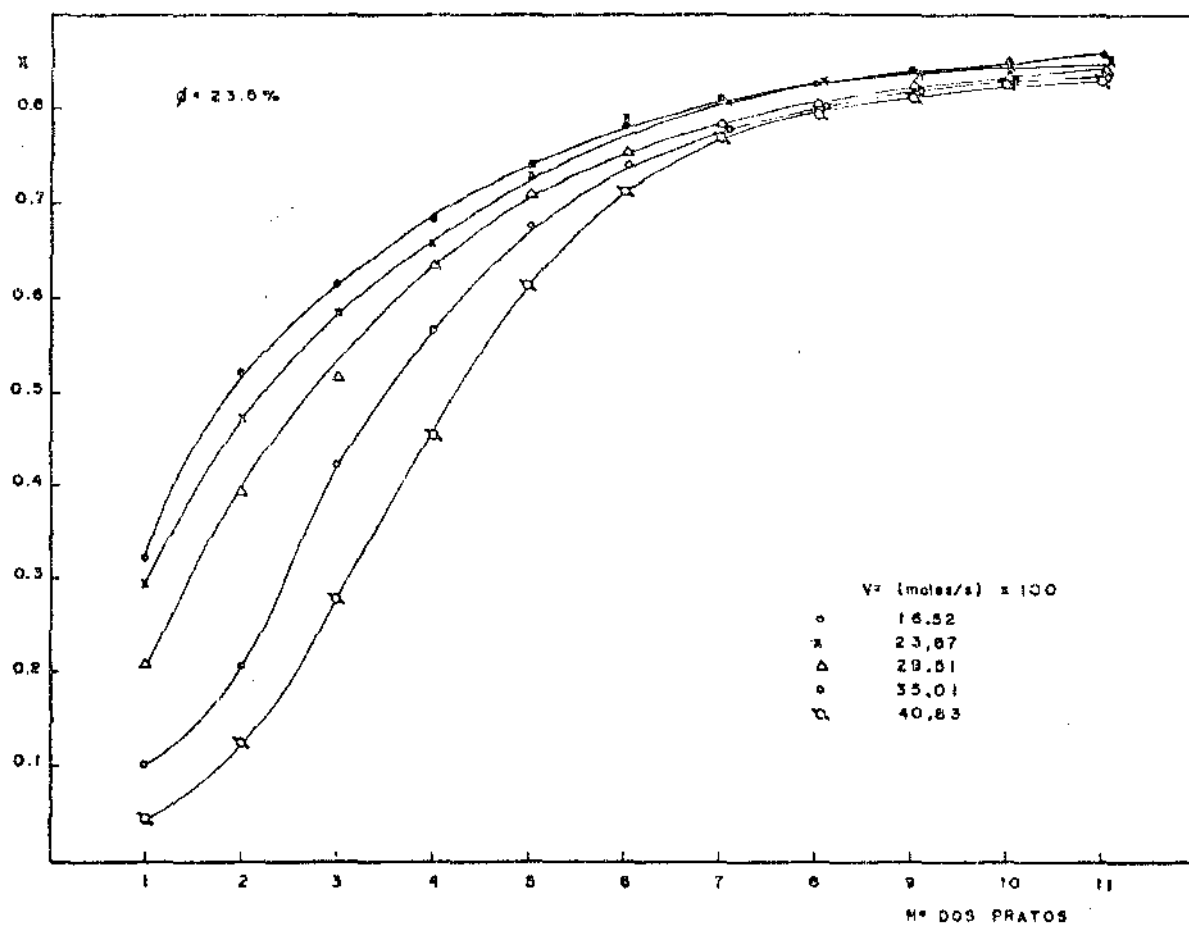


Figura 4.24 - Composições de etanol sobre pratos da coluna refluxo total - área livre 23,5% e 28,5% a várias vazões.

Analisando os gráficos das figuras 4.22 a 4.24 para cada área livre, observa-se diferenças entre os perfis em função da vazão de vapor. Para os pratos de 8,3; 11,4; 14,9 e 18,4% de área livre o perfil de composição aumenta levemente e depois decresce com o aumento da vazão de vapor, demonstrando existir um perfil ótimo que proporciona maior composição no topo da coluna. Para os pratos de 23,5% e 28,5% de área livre, o perfil de composição apresenta-se sempre decrescente com o aumento da velocidade superficial.

O leve aumento do perfil de composição observado para os pratos de 8,3 a 18,4% de área livre pode ser tomado como condições de contato não satisfatórias estabelecidas na dispersão, que vão se tornando mais satisfatórias, com maiores alturas, à medida que se aumenta a velocidade superficial ou seja a vazão das fases, chegando a um ponto máximo onde se tem o perfil ótimo. Os melhores perfis para estes pratos são os que dão vazões de: 0,0884; 0,1385; 0,1547; e 0,2026 moles/s, cujas velocidades superficiais são 34,69; 55,14; 61,58 e 80,63 cm/s, respectivamente.

Através das figuras 4.8 e 4.9 pode-se verificar que esses perfis correspondem a uma altura média em torno de 9,0; 8,5; 7,0 e 6,5 cm, respectivamente.

Para os pratos de 23,5% e 28,5% o ótimo perfil de composição demonstra situar-se bastante próximo as vazões iniciais da faixa de operação de cada tipo de prato. As vazões correspondentes aos melhores perfis para estes pratos são: 0,1652 e 0,190 moles/s, sendo portanto as altura de dispersões médias correspondentes em torno de 2,5 cm, para ambos, o que é bem menor que os valores apresentados para os pratos de 8,3% a 18,4% de área livre.

Os principais parâmetros que se tem utilizado para analisar a transferência de massa nesses tipos de coluna são a velocidade superficial e a altura da dispersão. E pelos resultados acima mostrados para os pratos de 8,3 a 18,4% de área livre, verifica-se que para cada área livre de prato existe uma velocidade superficial associada a uma altura de dispersão que dá o melhor perfil de composição para a coluna. Quanto menor for a área livre (com menor diâmetro de orifício) menor será a velocidade superficial e maior será a altura da dispersão que dará o ótimo perfil de composição para a coluna.

Para os pratos de maiores áreas livres (23,5% e 28,5%), os melhores perfis de composição são obtidos nas menores alturas de dispersão e menores velocidades superficiais. Entretanto é necessário frisar aqui que o comportamento destes últimos tipos de pratos são diferentes dos quatros primeiros tipos analisados, os quais apresentam regime de escoamento de borbulhamento e "froth" enquanto que os pratos de 23,5% e 28,5% de área livre apresentavam um regime de escoamento do tipo "froth", com a formação de uma camada de "spray" em sua parte superior, caracterizando assim um regime de transição entre o "froth" e o "spray".

O envolvimento dos parâmetros velocidade superficial do vapor e da altura da dispersão na determinação do melhor perfil de composição, pode ser analisado também através das figuras 4.25 e 4.26, que mostram as alturas e composições das dispersões na coluna para as áreas livres estudadas. Através da figura 4.25 observa-se que praticamente para uma mesma velocidade superficial o melhor perfil dando maiores composições no topo da coluna é para o prato de menor área livre onde maiores altura de dispersões são obtidas.

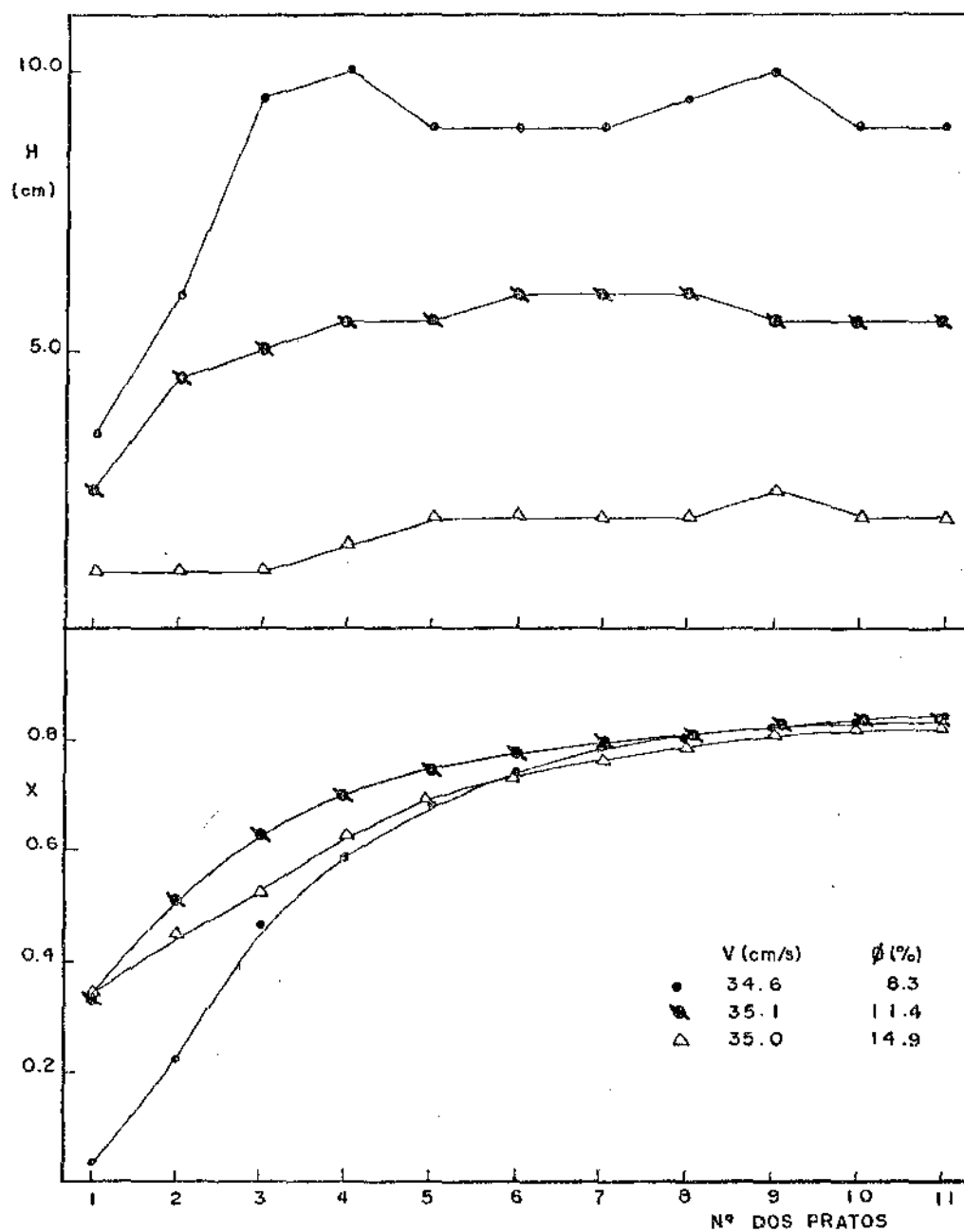


Figura 4.25 - Composição e altura da dispersão sobre pratos da coluna para mesma velocidade superficial para área livre de 8,3% ; 11,4% e 14,9%

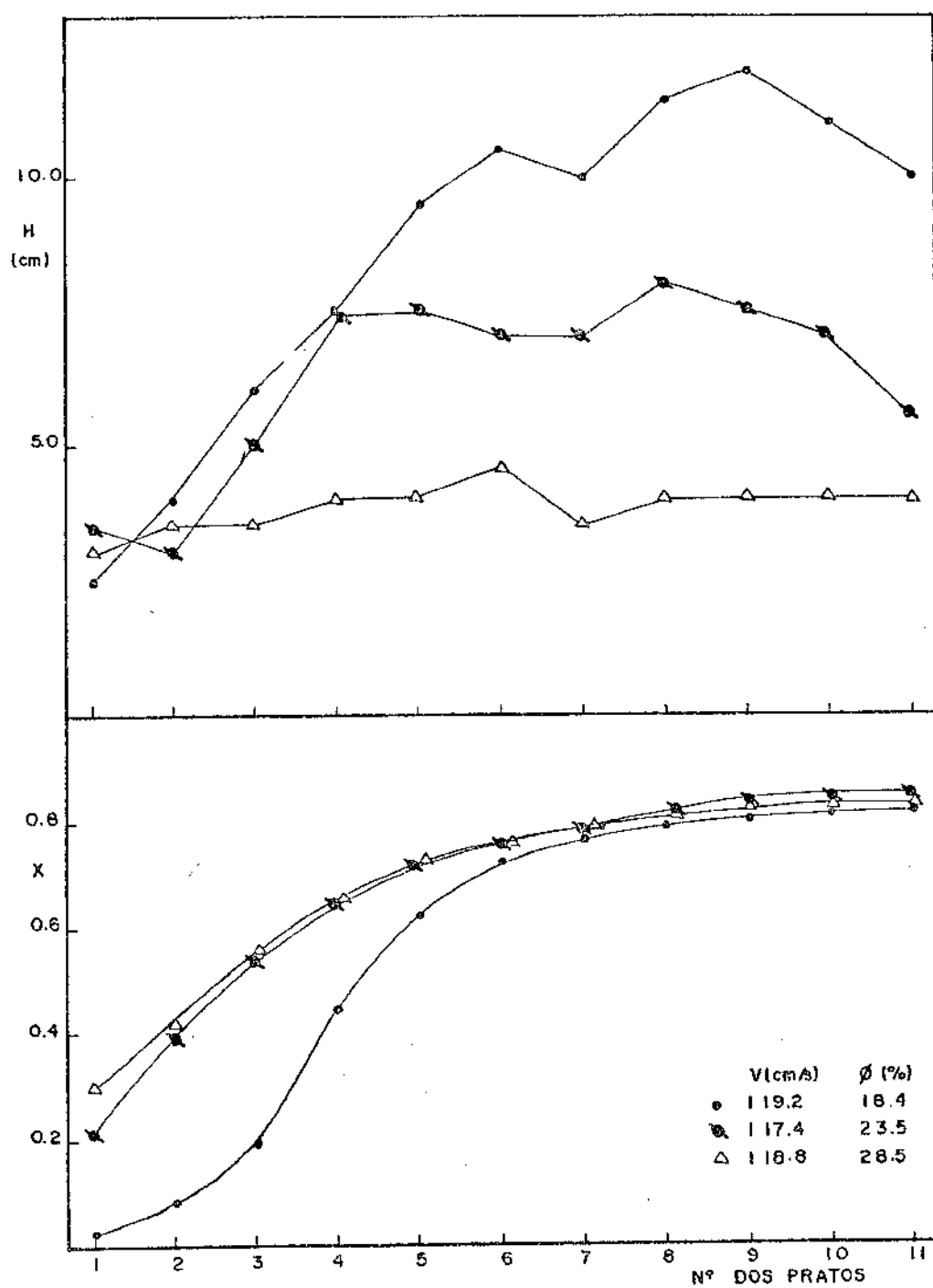


Figura 4.26 - Composição e altura da dispersão sobre pratos da coluna para mesma velocidade superficial para área livre de 18,4% ; 23,5% e 28,5%.

Fazendo a mesma análise do parágrafo anterior para a figura 4.26 o mesmo fato não ocorre, quando se compara pratos que possuem diferentes regimes de escoamento. O prato de 18,4% de área livre apresenta maiores alturas de dispersões quando comparado com os outros dois de 23,5% e 28,5% de área livre e no entanto seu perfil de composição é menor.

Analisando ainda a figura 4.26 somente para os pratos de 23,5 e 28,5% de área livre verifica-se que o melhor perfil de composição para uma mesma velocidade superficial é aquele que dá menores alturas de dispersões.

A partir desta análise verifica-se então que o melhor perfil de composição, o qual deve proporcionar as melhores taxas de transferência de massa para a coluna, difere de acordo com o regime de escoamento observado, o qual por sua vez encontra-se relacionado às áreas livres de escoamento dos pratos. Para os pratos de menores áreas livres de escoamento onde os regimes de escoamento predominantes são o borbulhamento e o "froth" as melhores taxas de escoamento podem ser obtidas de acordo com a relação: 'quanto menor for a área livre do prato (com menor diâmetro de orifício), tanto menor será a velocidade superficial e tanto maior será a altura da dispersão'. Para os pratos onde o regime de escoamento é o "froth", com transição para o regime "spray", isto é com formação de "spray" na parte superior da dispersão, as melhores taxas de transferência de massa para a coluna parecem estar associadas às menores alturas e menores velocidades, onde é esperado que o efeito de arraste de material, devido as altas velocidade que são inerentes de pratos com maiores áreas livres, sejam menores.

4.6 INFLUÊNCIAS DOS MOVIMENTOS OSCILATÓRIOS

No item anterior foi analisado o desempenho da transferência de massa da coluna a refluxo total para todos os tipos de pratos utilizados no presente trabalho, apontando-se o ótimo perfil de composição para a coluna, o qual dá melhor composição no topo da coluna. Nesta secção procuraremos a partir da análise anterior caracterizar a melhor condição de operação para a coluna propondo a condição ótima de operação que dê maiores composições no topo da coluna na operação a refluxo total, face a ocorrência de oscilações na dispersões formadas sobre os pratos.

As velocidades superficiais nas quais os ótimos perfis de composições foram obtidos, para cada área livre de prato é mostrada na tabela 4.4 e ao lado das mesmas pode-se notar as velocidades nas quais se iniciam os movimentos oscilatórios nas dispersões formadas sobre os pratos da coluna.

Tabela 4.4 Velocidades superficiais ótima para a transferência de massa e velocidade de início de oscilações (cm/s)

Área Livre	Início de Oscilação	ótima T. M.	Regime Escoamento	Previsão Eq. 4.1
8,3%	39,8	34,6	"froth"	29,8
11,4%	52,1	55,1	"froth"	45,0
14,9%	65,5	61,5	"froth"	61,5
18,4%	78,3	80,6	"froth"	80,6
23,5%	96,4	65,0	"froth-spray"	94,3
28,5%	113,6	97,0	"froth-spray"	111,8

Comparando-se os valores entre as velocidades de início de oscilação na dispersão com a velocidade ótima para a transferência de massa verifica-se que as mesmas são bastantes próximas, quando se tem regime de escoamento com características somente de "froth". Entretanto quando regime "spray" começa a se manifestar na parte superior da dispersão, como é o caso dos pratos de 23,5% e 28,5% de área livre, essas velocidades são bastantes diferentes. Assim quando o regime de escoamento é seguramente "froth", sem formação de "spray" na parte superior da dispersão, o que acontece para áreas livres menor que 20%, a velocidade ótima de operação da coluna pode ser tomada como a velocidade em que se iniciam os movimentos oscilatórios na dispersão e para tanto a equação (4.1) pode ser também utilizada para esta previsão.

Para pratos em que o "spray" é participante da dispersão, maior quantidade de dados experimentais com outras áreas livres de pratos, seriam necessários para apresentarmos aqui uma forma de se estimar a velocidade ótima de operação, mas de acordo com os resultados apresentados no item anterior para se ter ótima velocidade de operação para esses pratos é sugerido trabalhar com velocidades superficiais inferiores às que ocorrem os movimentos oscilatórios.

4.7 EFEITO DA AREA LIVRE DO PRATO

No presente trabalho a variação da área livre dos pratos foi feita através do aumento dos diâmetros dos orifícios mantendo-se o mesmo número de orifícios e arranjo de perfurações nos pratos. Variando-se a área livre procurou-se estudar as influências causadas nos regimes de escoamento, oscilações, altura da dispersão e operação da coluna.

A influência da variação da área livre sobre os regimes de escoamento é mostrada na figura 4.3, onde verifica-se que os pratos com menores áreas livres operam em regime de borbulhamento e "froth" e que os de maiores áreas livres operam em regime "froth", com ocorrência de um "spray", que se forma na parte superior da dispersão. Esta influência encontra-se intimamente ligada à aquelas causadas pelas taxas de escoamento, uma vez que um aumento de área livre acarreta a possibilidade de maior fluxo entre as fases líquido e vapor que escoam através da coluna. O aumento da velocidade de escoamento, principalmente da fase vapor, proporciona a formação de regime "spray" e movimentos rotacionais que são característicos em altas velocidades de vapor.

As figuras 4.27 e 4.28, bem como as figura 4.25 e 4.26 em sua parte superior, mostram a influência da área livre sobre a altura da dispersão formada sobre os pratos para uma mesma velocidade superficial de vapor. Verifica-se através destas figuras, que quanto maior a área livre do prato menor é a altura da dispersão. Entretanto o mesmo comportamento não é observado para os pratos da base da coluna, devido ao fato que nestes pratos, para as áreas livres comparadas à mesma velocidade su-

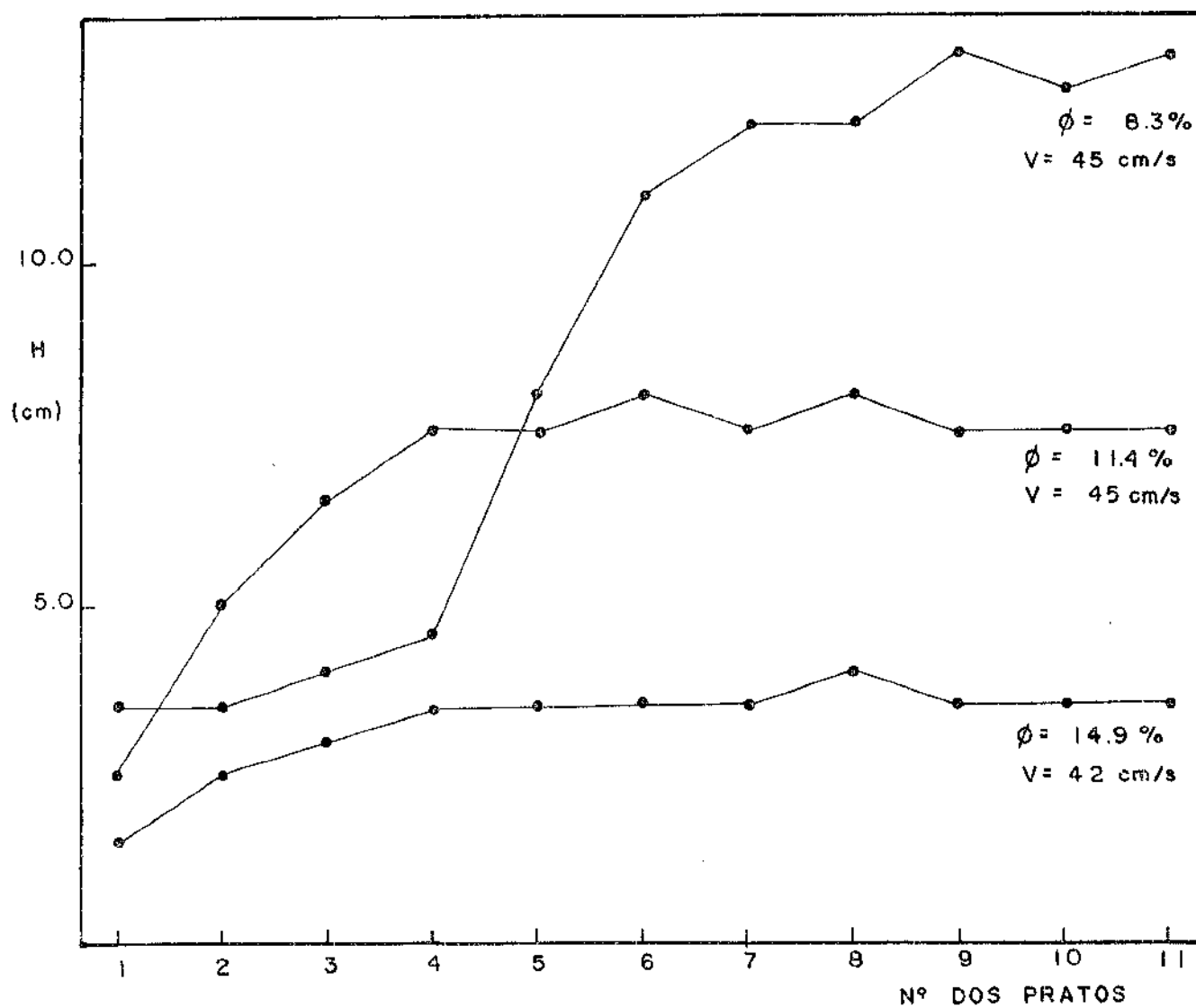


Figura 4.27 - Altura da dispersão sobre pratos da coluna para mesma velocidade superficial e área livre de 8,3%; 11,4% e 14,9%.

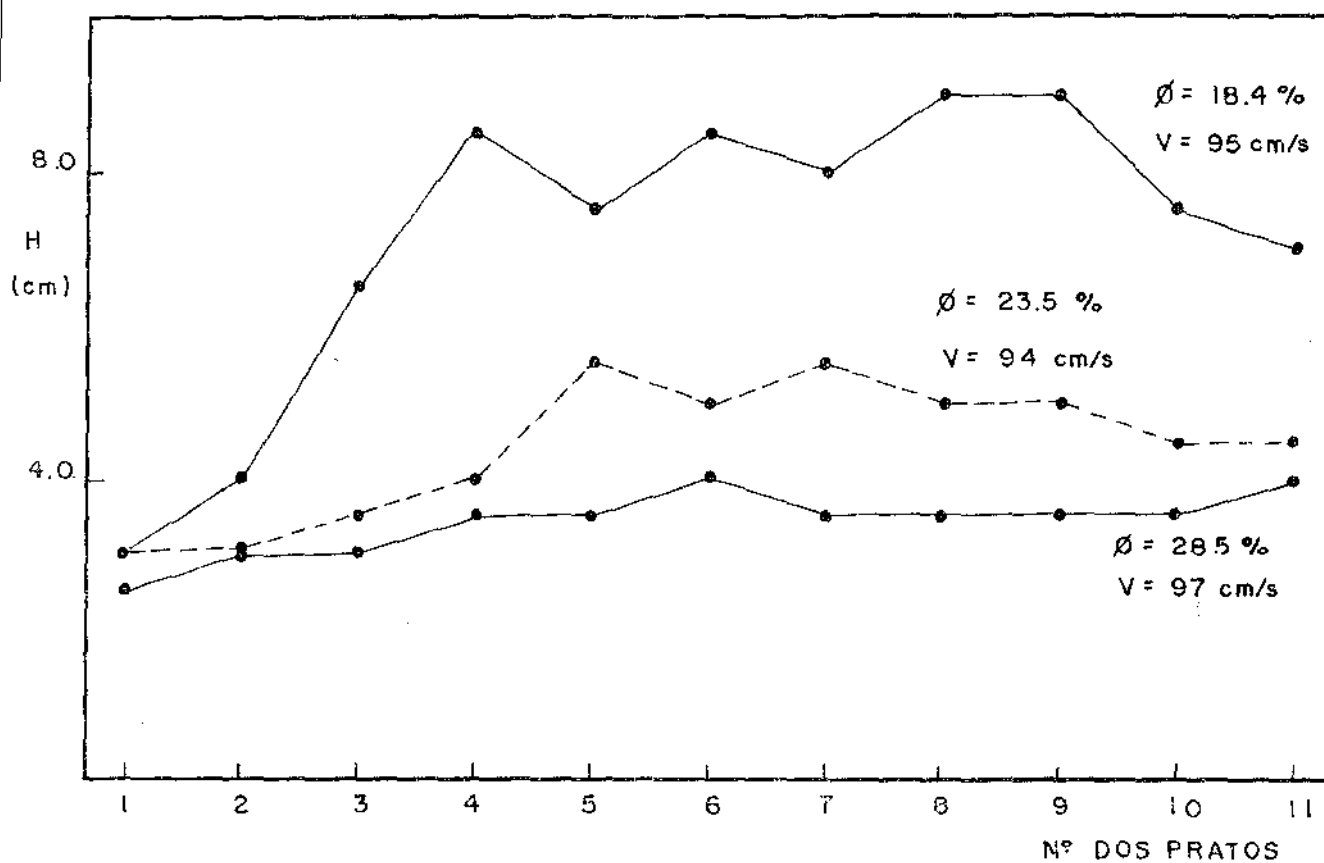


Figura 4.28 - Altura da dispersão sobre pratos da coluna para mesma velocidade superficial e área livre de 18,4% 23,5% e 28,5%.

perifical, os efeitos de tensão superficial na formação de espuma é variado formando dispersões com diferentes porosidades o que afeta diretamente a altura da dispersão.

Um aumento na área livre do prato, como já foi comentado, acarreta, em termos de operações, a possibilidade de se aumentar as vazões de operação da coluna, o que em consequência traz modificações na sua capacidade de operação. A figura 4.29 mostra as vazões que foram possíveis operar na coluna, na condição de refluxo total, em condições de contato vapor-líquido para ocorrer eficiente separação. A curva inferior desta figura representa a condição de vazão a partir da qual houve líquido retido sobre o prato e a curva superior representa a condição de máxima vazão em que toda dispersão formada sobre o prato ainda não preenche os espaços entre os pratos. Estas duas curvas limitam assim a região de operação da coluna, à refluxo total

Observa-se através da figura 4.29 que um aumento na área livre do prato faz a capacidade de operação da coluna ser aumentada, permitindo-se operar em uma maior faixa de vazões. Este aumento de capacidade pode ser então conseguido através da modificação da área livre do prato que compõe a mesma.

Por meio da análise feita acima verifica-se que a área livre do prato na coluna encontra relacionada com as taxas de escoamento e em conjunto ambas influem nas dispersões formadas sobre os pratos, apresentando diferentes regimes de escoamento e alturas de dispersões variadas, afetando drasticamente o grau de separação das fases, bem como a capacidade de operação da coluna.

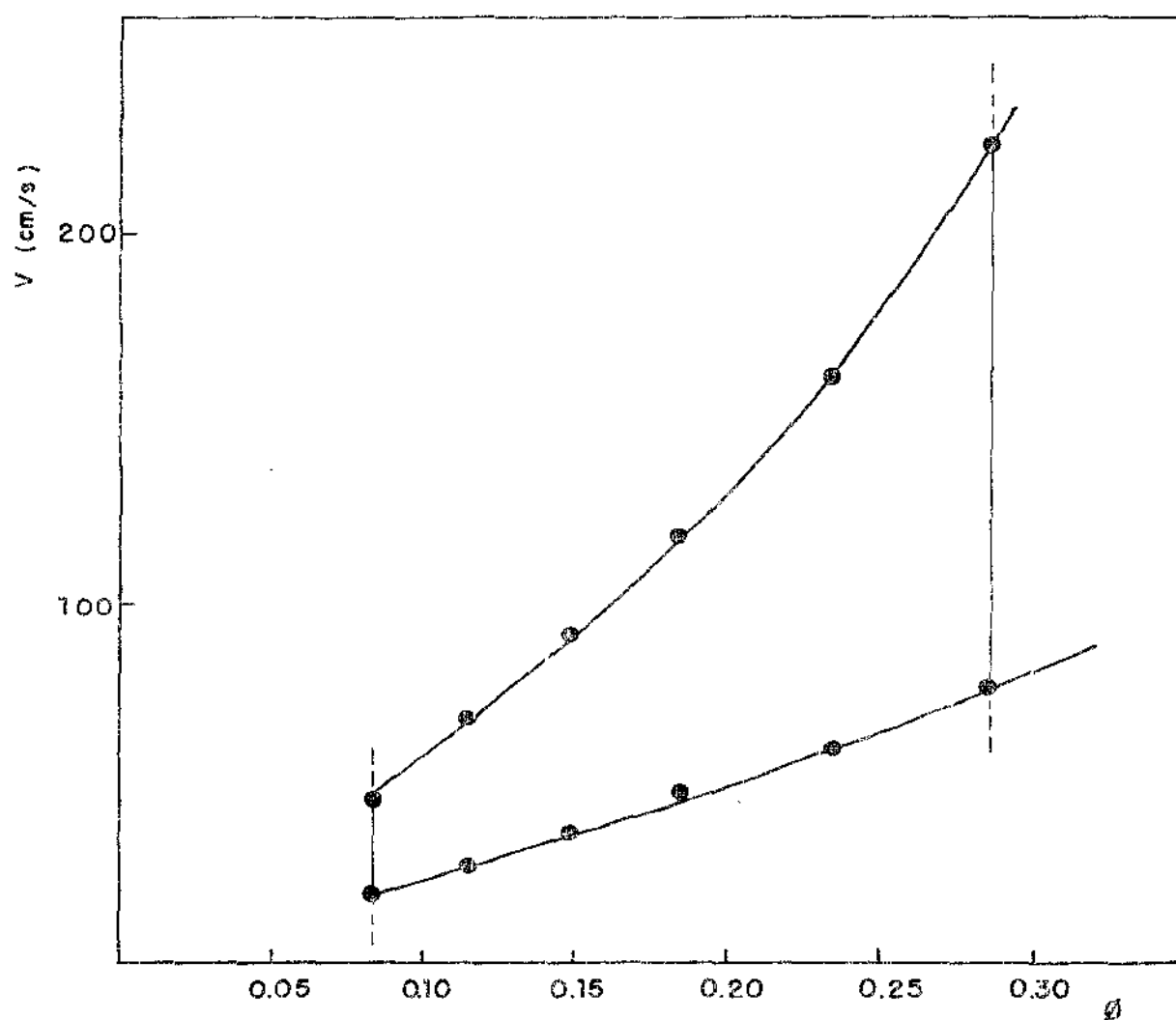


Figura 4.29 - Região de operação da coluna em função da área livre de escoamento.

4.8 CONCLUSÕES

Dos resultados apresentados neste capítulo verificou-se a influência das vazões de líquido e vapor, esta última representada pela velocidade superficial, na formação das dispersões sobre pratos perfurados em uma coluna operando em condições de destilação.

Foram verificados a ocorrência de dois principais regimes de escoamento: borbulhamento e "froth", para pratos de 8,3%, 11,4% , 14,9% e 18,3% de área livre e ainda um outro regime intermediário, tipo "froth" caracterizado pela existência de um "spray", na parte superior da dispersão, o qual ocorreu somente para pratos com maiores áreas livres (23,5% e 28,5%), onde maiores velocidades são desenvolvidas durante a operação da coluna.

Os movimentos oscilatórios apresentados na dispersão líquido-vapor formada nos pratos deste tipo de coluna de destilação, foram somente os do tipo 'meia onda' e a velocidade em que os mesmos tem início, na condição de operação à refluxo total, foi correlacionada por uma equação já proposta na literatura para dispersões gás-líquido, dando resultados com erro médio de 8,58%.

No estudo do comportamento da altura da dispersão verificou-se que além dos parâmetros tais como taxas de escoamento de líquido e vapor, área livre do prato, diâmetro de orifícios do prato, a própria transferência de massa tem a sua influência marcada pelas diferentes composições que gera durante a operação da coluna, as quais por sua vez fazendo modificações na

estrutura da dispersão, aumentando a sua espuma, refletem em modificações na altura da dispersão.

Na análise do desempenho da transferência de massa da coluna, verificou-se que a velocidade superficial do vapor aumenta as taxas de transferência de massa até o limite imposto pelas grandes alturas de dispersão, que são formadas em altas velocidades, fazendo com que o arraste reduza levemente o desempenho da mesma. Verificou-se também que a influência da área livre nas taxas de transferência encontra-se relacionada às velocidades superficiais e alturas de dispersões, e sendo portanto estas maiores nas menores áreas livres, apresentando melhor desempenho para a coluna, quando comparadas à mesma velocidade superficial. Quanto a influência dos regimes de escoamento e oscilações destacou-se que para os pratos onde condições operantes produzem regime "froth" o melhor desempenho é obtido quando se iniciam os movimentos oscilatórios na dispersão. Para pratos onde se tem a ocorrência de regime "spray", na parte superior da dispersão, o melhor desempenho é obtido próximo as vazões iniciais de operação, onde alturas de dispersão e velocidades superficiais não são tão elevadas.

Dos resultados experimentais verificou-se que a área livre de escoamento é um parâmetro fundamental na definição da capacidade deste tipo de coluna, para um dado diâmetro. Verificou-se então que capacidade de operação da coluna pode ser amplamente aumentada com o aumento da área livre de escoamento dos pratos.

Capítulo - 5
Modelagem

5.1 INTRODUÇÃO

O presente capítulo trata de uma modelagem que será feita para a coluna de pratos perfurados sem vertedores, com o objetivo de prever o comportamento das dispersões formadas sobre os pratos da coluna, operando na condição de refluxo total, onde correlações empíricas desenvolvidas baseadas em resultados experimentais serão apresentadas. Tais correlações permitirão prever a altura da dispersão formada sobre cada prato da coluna e a região de operação da coluna, em função dos seus parâmetros geométricos e vazão de operação para o sistema destilante etanol-água. Será também apresentado no presente capítulo um modelo para predição de eficiência dos pratos, através do qual será analisado o comportamento dos parâmetros altura da dispersão e velocidade superficial sobre a transferência de massa, para os vários tipos de pratos utilizados.

5.2 ALTURA DA DISPERSÃO

Nos capítulos anteriores, estabelecemos que as condições de escoamento que se desenvolvem em uma coluna de pratos sem vertedores são de intensa agitação e dispersão das fases, inclusive com a presença de movimentos oscilatórios. Desta maneira a descrição das condições hidrodinâmicas tal como a altura da dispersão formada sobre os pratos por um modelo simples é sempre muito difícil e assim devido ao complicado fluxo que se desenvolve através da coluna de pratos perfurados sem

vertedores, a modelagem matemática dos resultados experimentais só é possível utilizando a teoria da análise dimensional.

No presente trabalho, foram estudados os efeitos das variações de ambas as fases e da área livre de escoamento sobre a altura das dispersões formadas nos pratos em condições de ocorrência de destilação. Deste modo será apresentado neste ítem, uma correlação com base nos resultados experimentais, que permitirá prever a altura da dispersão sobre qualquer um dos pratos da coluna, visto esta altura ser diferente para os pratos da base e do topo.

No capítulo 2 foi comentado a importância da altura da dispersão tanto na promoção do contato entre as fases como também no projeto do espaçamento entre os pratos. Verificou-se que o espaçamento entre os pratos é calculado em função da altura da dispersão e dessa forma boas correlações para a previsão desta altura são importantes para o projeto de colunas sem vertedores.

A grande maioria das correlações apresentadas para descrição da altura da dispersão, em pratos sem vertedores, são em geral para pratos tipos 'grelha', tendo-se verificado, para pratos perfurados com orifícios circulares a existência na literatura somente de duas correlações apresentadas no capítulo 2, equação (2.14) e (2.15).

A equação (2.15), prevê a altura da dispersão formada sobre pratos perfurados (orifícios circulares), como função da velocidade superficial do gás, vazão de líquido, densidade das fases e geometria dos pratos, a qual é representada pela área livre e o diâmetro de orifício do prato.

$$H = 0,0691 \frac{L^{*n} (v \sqrt{\rho_g / \rho_{ar}})^{3/4} \cdot [(v^2 / g \cdot h) (\rho_g / \rho_L)]^2}{\rho_L \cdot \phi^{1/2} \cdot (T/d)^{0,42}} \quad (2.15)$$

$$n = 0,3162 \phi^{-1/4}$$

Na equação (2.15) verifica-se como influência das propriedades físicas somente as massas específicas das fases. Embora os autores (13), tenham trabalhado com sistemas bastante espumantes tais como ar-soluções de etanol, glicerina, cloreto de cálcio, o modelo proposto foi baseado em resultados experimentais para o sistema ar-água, o qual apresenta-se certamente menos espumante que soluções de alcoois e glicerina, sendo assim a equação proposta limitada a sistemas pouco espumantes.

A equação (2.14) abaixo, proposta por S.L. Cruz (6), para o cálculo da altura da dispersão em pratos perfurados foi obtida a partir de análise dimensional baseada em dados experimentais de estudos de contato gás-líquido utilizando-se soluções de etanol e ar, com pratos de 6,0%, 10,5% , 15,2% e 20,0%, de área livre e diâmetro de coluna de 0,18 e 0,098 m.

$$H = [1,0 - 0,72 (v^2 / g \cdot h)^{0,05} \cdot \phi^{0,03}]^{-1} \cdot h \quad (2.14)$$

$$h = 1,0 \cdot 10^{-2} \frac{L^{*0,9} \cdot v^{1,3} \cdot \rho_g^{0,1} (\mu_L / \sigma)^{0,2}}{g \cdot \rho_L \cdot \phi^{3,0} \cdot D^{1,8} \cdot (d/T)^{0,8}}$$

Esta equação considera a variação da altura da dispersão sendo representada como função das taxas de escoamento de ambas as fases, parâmetros geométricos dos pratos (área livre, diâmetro de orifício e diâmetro da coluna) e propriedades físicas das fases. Entretanto, esta equação foi obtida com experimentos feitos em único prato ou estágio e embora considere as propriedades físicas que são importantes na formação de espuma, tais como: tensão superficial e viscosidade, o efeito que possui a transferência de massa em estabilizar as espumas formadas nas dispersões não foi considerado devido ao fato de não ter sido esta equação obtida em condições de operação de destilação.

As variáveis encontradas na literatura como influentes no estabelecimento de uma dispersão com determinada altura podem ser escritas através da seguinte relação funcional:

$$H = F(v, g, \phi, L, V, \rho_g, \mu_L, \sigma, d, T, \rho_L) \quad (5.1)$$

Aplicando-se os conceitos de análise dimensional tem-se que 9 grupos adimensionais podem ser obtidos, os quais são mostrados abaixo:

$$\left(\frac{g \cdot d}{v^2}, \phi, \frac{L}{\rho_L \cdot v d^2}, \frac{\rho_v}{\rho_L}, \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot v d}, \frac{\sigma}{\rho_L \cdot v^2 d}, \frac{T}{d}, \frac{H}{d}, \frac{V}{\rho_L \cdot v d^2} \right) \quad (5.2)$$

Utilizando-se das propriedades de inversão e multiplicação dos grupos adimensionais acima, obteremos os seguintes grupos adimensionais:

$$\left(\frac{g \cdot d}{v^2}, \phi, \frac{L}{V}, \frac{\rho_L}{\rho_v}, \frac{\sigma}{\mu_L \cdot v}, \frac{H}{T} \right) \quad (5.3)$$

Observa-se em (5.3), que nenhuma das 12 variáveis iniciais da expressão (5.1) foram perdidas e que os grupos adimensionais obtidos representam relações já conhecidas como é o caso do inverso do número de Froud, $\left(\frac{g \cdot d}{v^2} \right)$, o número adimensional $\left(\frac{\sigma}{\mu_L \cdot v} \right)$, que tem sido utilizado na literatura para caracterizar a formação de espuma (6). O grupo adimensional (ϕ) , que representa a área livre do prato ou seja a área dos orifícios em relação à área da secção transversal da coluna, o grupo (L/V) , que relaciona a condição de operação se refluxo total ou refluxo parcial e o grupo $\left(\frac{\rho_v}{\rho_g} \right)$, que relaciona a densidade das fases.

Utilizando-se o método de Rayleigh (23), os dados experimentais podem ser ajustados à uma função da forma:

$$\frac{H}{T} = c \cdot \left(\frac{g \cdot d}{v^2} \right)^{c_1} \cdot (\phi)^{c_2} \cdot \left(\frac{L}{V} \right)^{c_3} \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{c_4} \cdot \left(\frac{\sigma}{\mu_L v} \right)^{c_5} \quad (5.4)$$

Onde c_1, c_2, c_3, c_4, c_5 e c são constantes a serem ajustadas.

Aplicando-se uma regressão linear múltipla aos dados experimentais que foram medidos, em forma dos grupos adimensionais, obtem-se a seguinte relação para a altura da dispersão formada sobre os pratos:

$$\frac{H}{T} = \frac{0,11291 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{g \cdot d}{v^2} \right)^{1,021}}{\left(\phi \right)^{2,76} \cdot \left(\frac{L}{V} \right)^{1,081} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0,699} \cdot \left(\frac{\sigma}{\mu_L V} \right)^{3,523}} \quad (5.5)$$

Para obtenção da relação acima foi utilizado um programa para o cálculo dos grupos adimensionais, que utilizou as relações mostradas no apêndice A, para o cálculo de propriedades físicas do sistema etanol-água. A partir dos dados experimentais coletados, foram gerados 825 conjuntos de valores dos 6 grupos adimensionais acima, os quais por sua vez foram utilizados na regressão linear múltipla para o cálculo dos coeficientes da expressão (5.4).

A figura 5.1 mostra a altura da dispersão calculada através da equação (5.5), para os resultados experimentais obtidos no presente trabalho. O erro médio apresentado pela correlação é de 14,82% o que é consideravelmente satisfatório para esse tipo de análise.

O modelo ajustado apresenta uma característica que é peculiar, os maiores erros para previsão da altura da dispersão ocorrem somente para os pratos da base ou seja onde as composições de etanol são relativamente pequenas. Analisando este fato em termos de projeto, o espaçamento de pratos, o qual é usualmente tomado como constante para toda coluna de destilação, pode ser então seguramente projetado se tomada as máximas composições possíveis, onde os erros de previsão de alturas são seguramente desprezíveis.

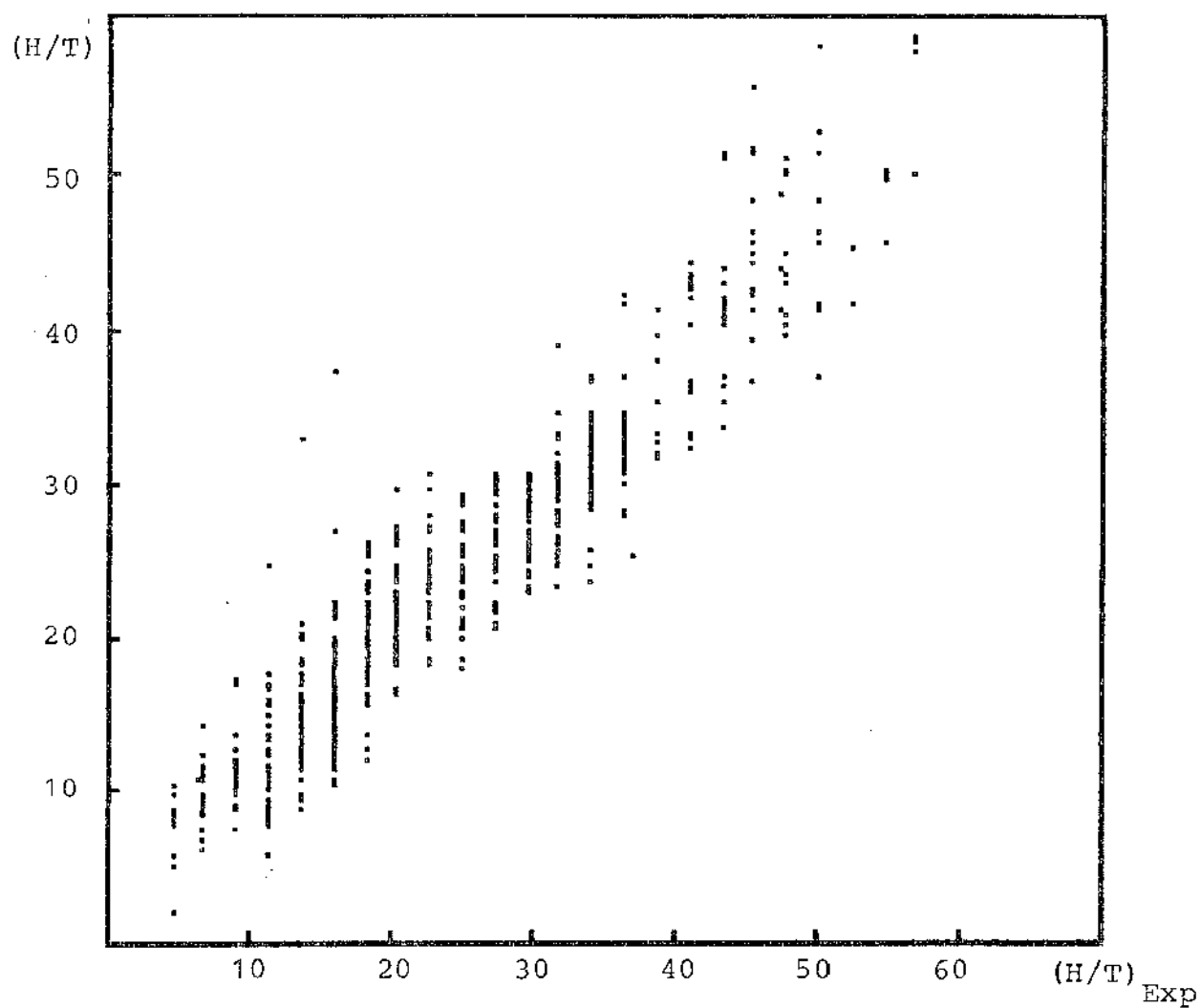


Figura 5.1 - (H/T) calculado pela equação 5.5 versus (H/T) experimental.

5.3 REGIÃO DE OPERAÇÃO DA COLUNA

Na discussão a respeito dos regimes de escoamento feita no capítulo 2, destacou-se que o escoamento das fases líquido e vapor através dos pratos da coluna deve ser tal que sempre exista uma determinada quantidade de líquido retido sobre o prato, de forma que o vapor ao escoar através dessa quantidade promova o contato entre as fases, para a ocorrência da destilação. Para uma determinada área livre de prato verificou-se, neste trabalho, a existência de vazões máximas e mínimas de líquido e de vapor entre as quais, condições de contato suficientes para ocorrência dos fenômenos de transferência se estabelecem. Os limites entre estas vazões máximas e mínimas definem então a região de operação da coluna.

Para pratos perfurados com vertedores a região de operação satisfatória é em geral descrita em forma de gráficos de vazão da fase vapor versus o produto das razões das vazões das fases líquido e vapor pela raiz quadrada da razão das densidades das fases. A região de operação mostrada nestes gráficos, encontra-se limitada por regiões onde ocorrem o arraste elevado, inundação, má distribuição das fases, gradiente de líquido e choro através dos orifícios.

A construção de tais gráficos é difícil de ser feita e os mesmos referem somente a um único tipo de prato isto é uma única área livre. Os parâmetros choro e gradiente hidráulico neste tipo de prato com vertedor são importantes e devem portanto serem evitados. Porém no caso de pratos sem vertedores o gradiente hidráulico não ocorre e o choro é a única forma de drenagem do líquido para o prato inferior, se constitui por-

tanto como necessário para o escoamento das fases nestes pratos. Baseado no fato da inexistência do choro e do gradiente hidráulico, para os pratos sem vertedores e no fato de que seria interessante conhecer a região de operação para outras áreas livres de pratos, propomos que a região de operação de uma coluna de destilação sem vertederos, especificamente de pratos perfurados com orifícios circulares, seja apresentada em forma de gráficos de velocidade do vapor em função da área livre do prato, tendo como parâmetro a razão de refluxo.

Para a coluna utilizada no presente trabalho a figura 4.29, apresentada no capítulo 4 página 110, mostra a região de operação estável a refluxo total. A região limitada entre as duas curvas dá as faixas de velocidades superficiais do vapor quando se utiliza uma determinada área livre de prato. A curva inferior neste gráfico representa as vazões, acima do ponto de retenção de líquido, a partir do qual uma camada de líquido em condições de promover o contato entre as fase se estabelece sobre o prato. Para os dados experimentais esta curva inferior pode ser ajustada, dando a velocidade mínima para se obter o contato entre as duas fases nos pratos da coluna.

$$V_{\min} = 3,05 \cdot 10^{-2} \cdot \phi^{1,1218} \quad (5.6)$$

A curva superior da figura, representando o limite máximo de velocidade superficial que foi possível operar na coluna, foi ajustada resultando a seguinte equação:

$$V_{\text{max}} = 1,033 \cdot 10^3 \cdot \phi^{1,25/4} \quad (5.7)$$

A equação (5.6), pode ser utilizada para a previsão das velocidades superficiais mínimas, em (cm/s), para operação de colunas de destilação, para o sistema etanol-água, com pratos perfurados (de orifícios circulares), sem vertedores, a refluxo total. Entretanto a equação (5.7) serve previsão das máximas velocidades superficiais de operação, em (cm/s), para o mesmo tipo de sistema e coluna de destilação, somente para o caso de pratos com espaçamentos próximos aos utilizados no presente trabalho ou seja 15,0 cm.

Embora as equações aqui mostradas refiram-se a condição de refluxo total, pode-se verificar que para outras condições de refluxo usuais em operações de destilação estas velocidades não variam tanto. Fatos observados no presente trabalho, indicam que as condições hidrodinâmicas tais como a altura da dispersão apresenta pequena variação na altura em função da variação das razões de refluxo, vide figuras 4.16 a 4.18. Assim nas condições de refluxo parcial as velocidades a partir da qual haverá líquido retido sobre os pratos será ligeiramente maior que a proposta pela equação (5.6) e o mesmo ocorrerá para a condição de velocidade superficial máxima, proposta pela equação (5.7). Dessa forma tem-se a leve mudança na região de operação, esquematizada na figura 5.2, para outras condições de refluxo diferente da total.

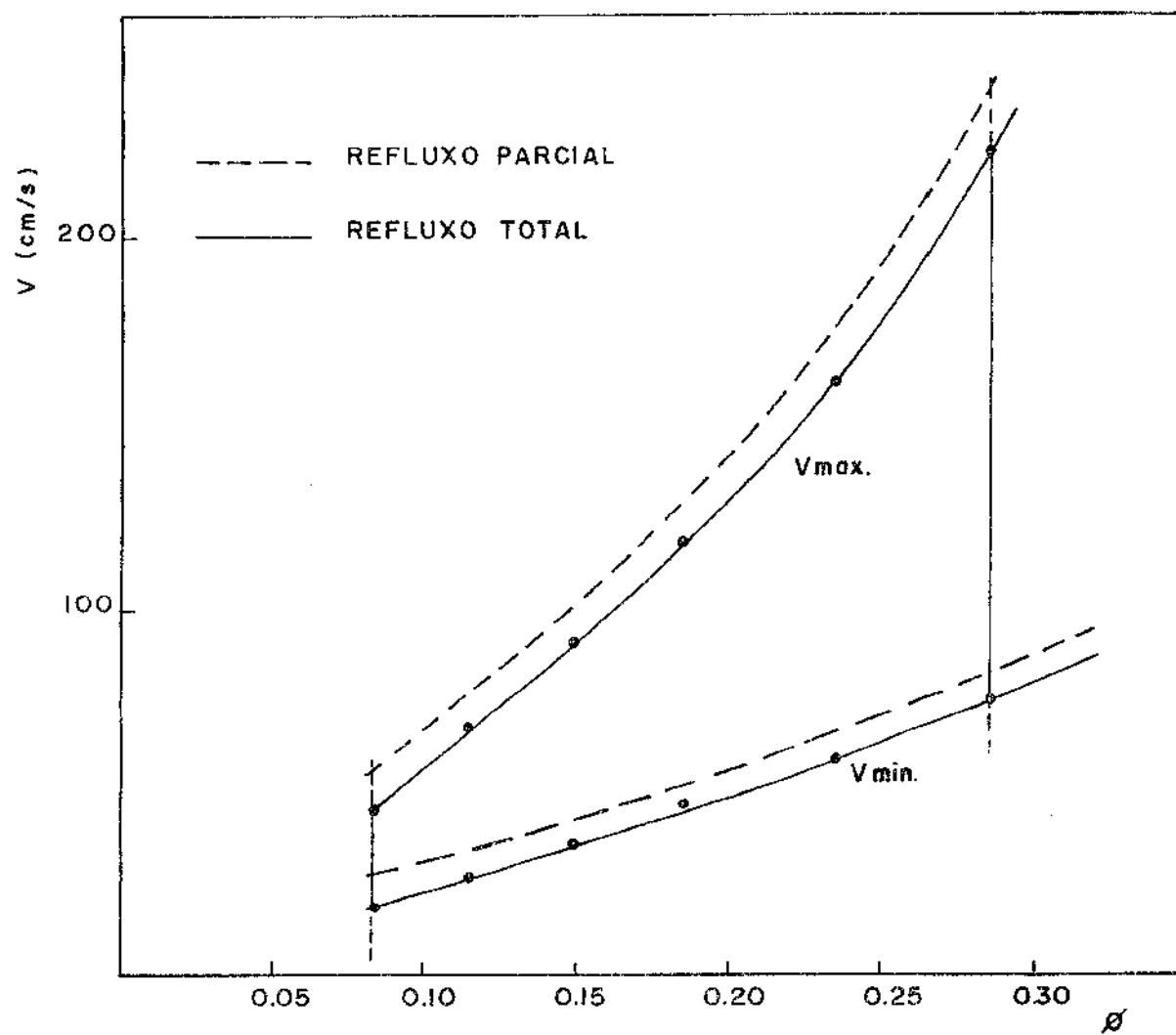


Figura 5.2 - Região de Operação para coluna com velocidades superficiais máximas e mínimas para operação

5.4 EFICIÊNCIA DOS ESTÁGIOS DA COLUNA

Esta secção trata-se da descrição de um modelo para cálculo de eficiência dos estágios da coluna, na condição de refluxo total e análise da eficiência dos pratos da coluna.

Para o cálculo das eficiências da transferência de massa através das dispersões formadas nos diversos pratos da coluna, utilizou-se a eficiência de Murphy para a fase vapor:

$$EF_{mv} = \frac{Y_{sai} - Y_{ent}}{Y_{eq} - Y_{ent}} \quad (5.8)$$

Onde Y_{sai} é a composição do vapor que sai do prato e ou estágio, Y_{ent} é a composição do vapor que entra no prato e y_{eq} é a composição do vapor, quando o equilíbrio entre as fases líquido e vapor é atingido.

Por meio de balanços de massa prato a prato, é demonstrado no apêndice B que na condição de refluxo total, as composições das duas fases que entram e saem do estágio são iguais, ou seja

$$\begin{aligned} y(i) &= x(i + 1) \\ y(i - 1) &= x(i) \\ &\vdots \\ y(0) &= x(1) \end{aligned} \quad (5.9)$$

Tomando-se o modelo de escoamento contra-corrente tal que a fase líquida se encontre completamente misturada, o que é

válido para o escoamento neste tipo de pratos, a composição da corrente de líquido que sai do prato será a mesma do líquido contido na dispersão formada no prato. Portanto, utilizando-se das composições da fase líquida na dispersão, que foram medidas durante os experimentos, as relações (5.9) e as relações dadas pela curva de equilíbrio do sistema etanol-água, mostrada no apêndice A, todas composições envolvidas na expressão (5.8) podem ser obtidas e assim a eficiência de Murphy para cada prato da coluna ser calculada.

O apêndice B lista o programa utilizado com todas as relações para este cálculo e os valores das eficiências calculadas são mostradas nas tabelas seguintes.

Tabelas 5.1 - Eficiência de Murphy estimada pelo modelo

Área livre = 8,3 %			$v = 26,97 \text{ cm/s}$
Prato	X (%)	H (cm)	EFmv (%)
1	20,0	2,0	70,29
2	43,0	4,5	89,08
3	62,0	5,0	93,01
4	70,5	6,5	97,91
5	75,3	6,0	92,46
6	78,2	6,0	94,44
7	80,3	6,5	60,96
8	81,3	6,0	93,74
9	82,6	6,5	37,00
10	83,0	6,0	50,37
11	83,5	6,0	90,31

Tabela 5.2 e 5.3 - Eficiência de Murphy estimada pelo modelo

área livre = 11,4 %			v = 55,114 cm/s
Prato	X (%)	H (cm)	EFmv (%)
1	6,8	3,0	71,55
2	28,6	7,0	80,59
3	51,0	9,5	93,69
4	64,6	10,5	94,03
5	71,6	9,5	89,50
6	75,6	10,0	92,21
7	78,4	9,0	129,32
8	81,2	10,0	184,20
9	83,8	9,0	133,54
10	84,9	9,5	180,59
11	86,0	9,0	120,35

área livre = 14,9 %			v = 71,43 cm/s
Prato	X (%)	H (cm)	EFmv (%)
1	11,2	2,0	59,53
2	31,7	6,0	84,76
3	53,7	7,5	89,94
4	65,4	8,0	97,49
5	72,3	7,0	95,17
6	76,3	8,0	96,15
7	79,0	8,0	105,34
8	81,1	8,0	111,40
9	82,7	7,5	103,07
10	83,8	8,0	145,68
11	85,0	7,0	101,59

Tabelas 5.4 e 5.5 Eficiência de Murphy estimada pelo modelo

área livre = 18,4 %		v = 119,25 cm/s	
Prato	X (%)	H (cm)	EFmv (%)
1	2,5	2,5	28,44
2	8,0	4,0	40,00
3	20,8	2,0	72,50
4	44,2	7,5	90,49
5	62,2	9,5	86,21
6	69,6	10,5	96,92
7	74,7	10,0	110,78
8	78,4	11,5	87,75
9	80,3	12,0	67,05
10	81,4	11,0	110,01
11	82,9	10,0	108,42

área livre = 23,5 %		v = 117,44 cm/s	
Prato	X (%)	H (cm)	EFmv (%)
1	20,9	3,5	57,11
2	39,3	3,0	57,97
3	51,7	5,0	82,14
4	63,3	7,5	93,11
5	70,8	7,5	92,04
6	75,2	7,0	100,95
7	78,0	7,0	101,61
8	80,6	8,0	115,18
9	82,4	7,5	124,29
10	83,8	7,0	121,40
11	84,8	1,5	143,37

Tabela 5.6 - Eficiência de Murphy estimada pelo modelo

área livre = 28,5 %		v = 166,68 cm/s	
Prato	X (%)	H (cm)	EF _{vm} (%)
1	23,4	3,5	56,47
2	40,8	3,5	58,20
3	51,7	4,5	82,81
4	64,1	5,0	87,06
5	70,4	6,0	91,11
6	74,9	7,0	94,75
7	78,0	6,5	109,52
8	80,5	7,0	100,72
9	82,1	7,0	117,11
10	83,5	7,0	124,18
11	84,6	2,5	120,20

Observa-se nestas tabelas, que as eficiências apresentam-se relativamente bem comportadas para os pratos com composições inferiores a 0,75 molar, com seu valor aumentando à medida que a altura da dispersão é aumentada. O que concorda com as observações de Zuiderweg e Harmens (14), de que a eficiência aumenta com a altura da dispersão. Nos pratos de topo, cujas composições estão acima de 0,75 molar este comportamento não se verifica, a eficiência é vista aumentar e diminuir quando a altura da dispersão se mantém aproximadamente constante. As grandes variações das eficiências nestes pratos podem ser atribuídas a existência da zona invariante apresentada na curva de equilíbrio, que junto com erros de medidas das composições e erros de ajuste da própria curva de equilíbrio nesta região, resultam em cálculos não corretos da eficiência,

e assim para estes pratos a eficiência deve ser desconsiderada.

Na análise do desempenho da coluna, comentou-se nos capítulos anteriores a influência da velocidade superficial e da altura da dispersão. Pereira e Calderbank (30) apresentam a influência destes parâmetros na eficiência pontual através da seguinte expressão:

$$E_{og} = 1 - \text{Exp} [- (K_g a/v) \cdot H] \quad (5.10)$$

Tal expressão foi obtida através de um balanço de massa feito em uma altura diferencial dH que depois foi integrada em toda extensão da dispersão, admitindo-se um modelo de escoamento em que o líquido da dispersão encontrava-se perfeitamente misturado, tal como no modelo admitido no presente trabalho.

Para este modelo de escoamento a eficiência pontual é igual a eficiência de Murphy na fase vapor (15). Assim as eficiências estimadas no presente trabalho podem ser analisadas, através da relação proposta por Pereira e Calderbank (30).

Aplicando logaritmo na expressão (5.10) e igualando a eficiência pontual à eficiência de Murphy, teremos:.

$$\text{Ln} (1 - E_{og}) = - K_g \cdot a \cdot H/v \quad (5.11a)$$

$$\text{Ln} (1 - EF_{mv}) = - K_g \cdot a \cdot H/v \quad (5.11b)$$

A equação (5.11.b) será uma reta quando $K_g \cdot a$ for uma constante.

As figuras 5.3 a 5.5 mostram gráficos de $\ln(1-EF_{mv})$ versus H/v , onde são mostrados os dados para diversas áreas livres de pratos utilizados no presente trabalho.

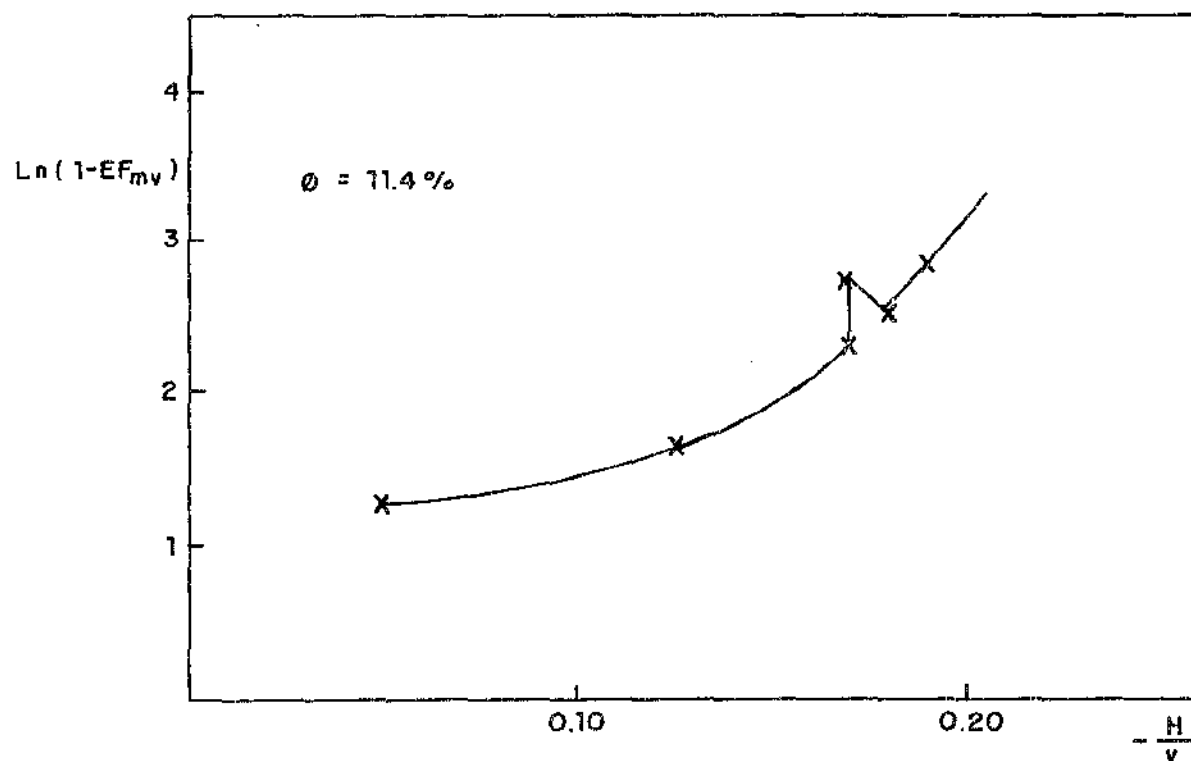
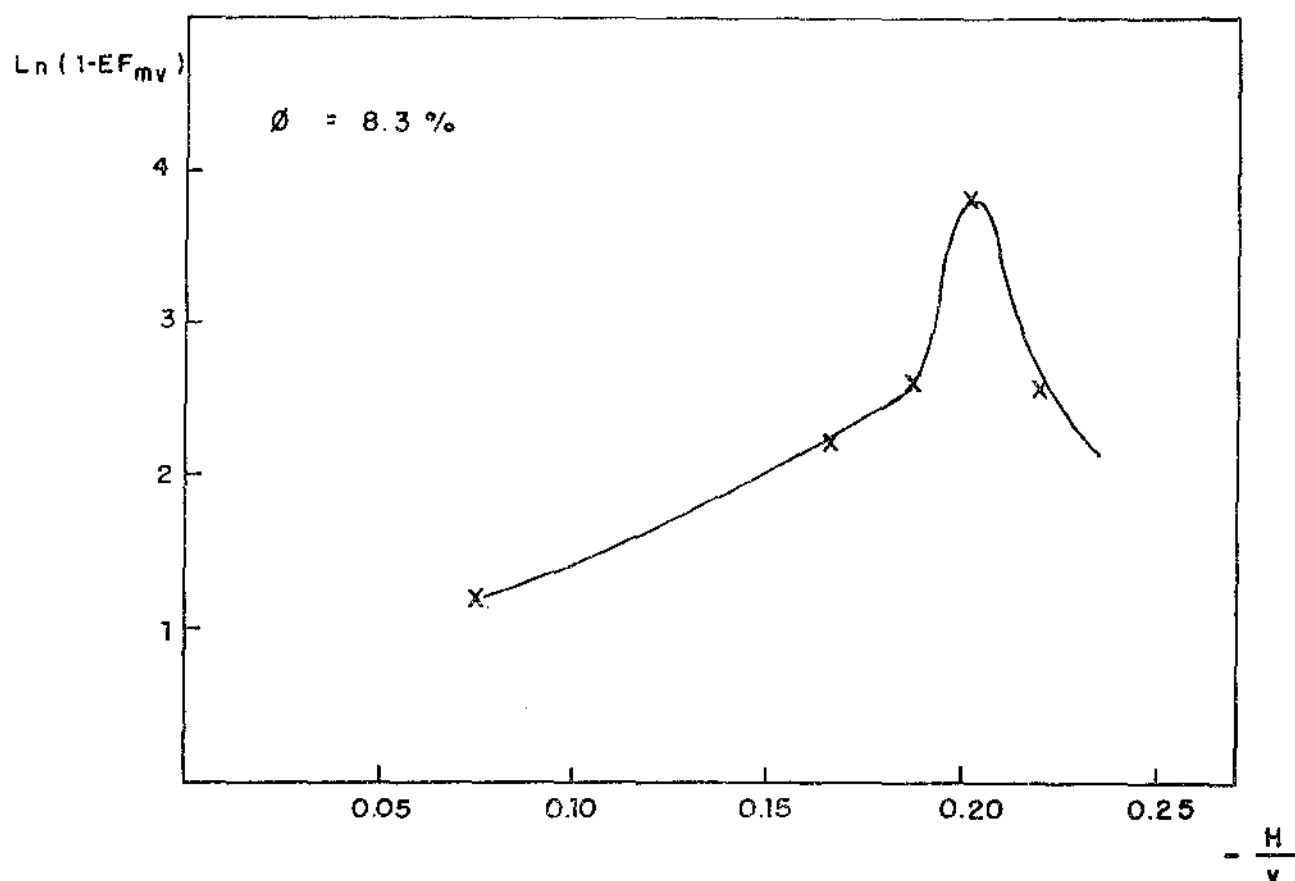
Os resultados demonstram que os valores de $K_g.a$ para cada área livre de prato não são exatamente constantes, variam de acordo com a variação de H/v , indicando que os coeficientes de transferência de massa são função da velocidade superficial e da altura da dispersão. Embora para pratos de maiores áreas livres (23,5% e 28,5%) uma reta pode ser obtida destes gráficos, indicando que para estes pratos os coeficientes $K_g.a$, permanecem mais constantes quanto as influências do parâmetro H/v .

5.5 CONCLUSÕES

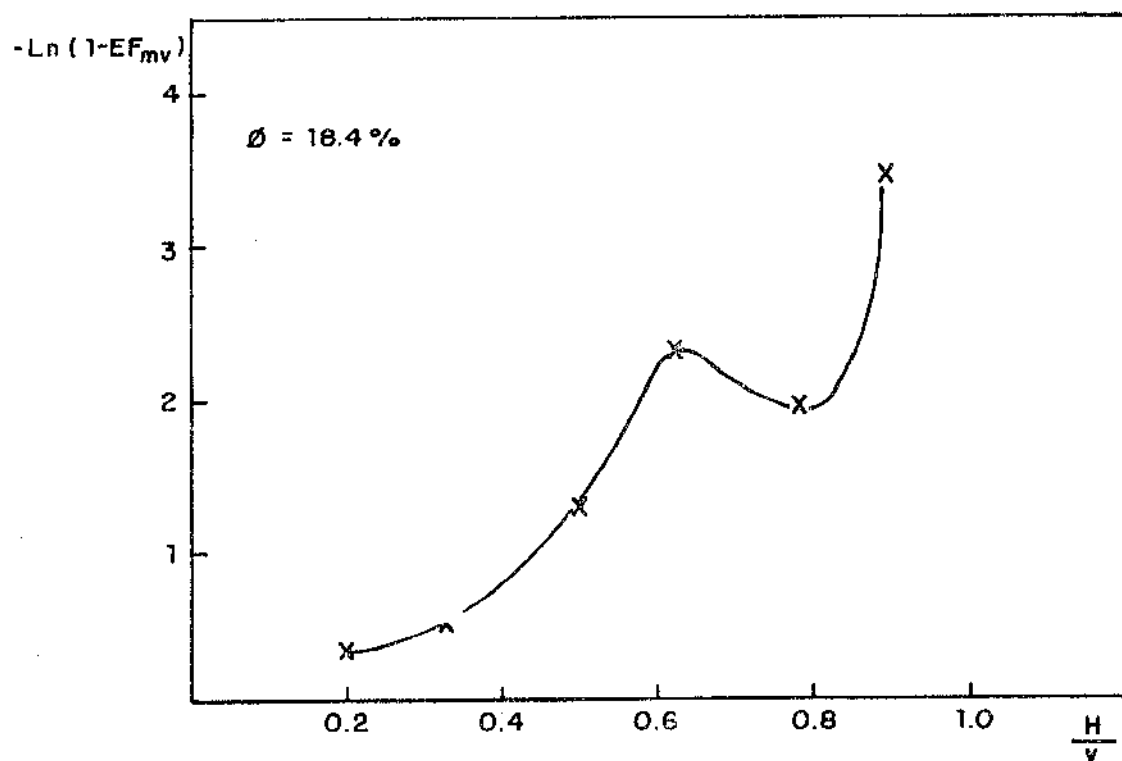
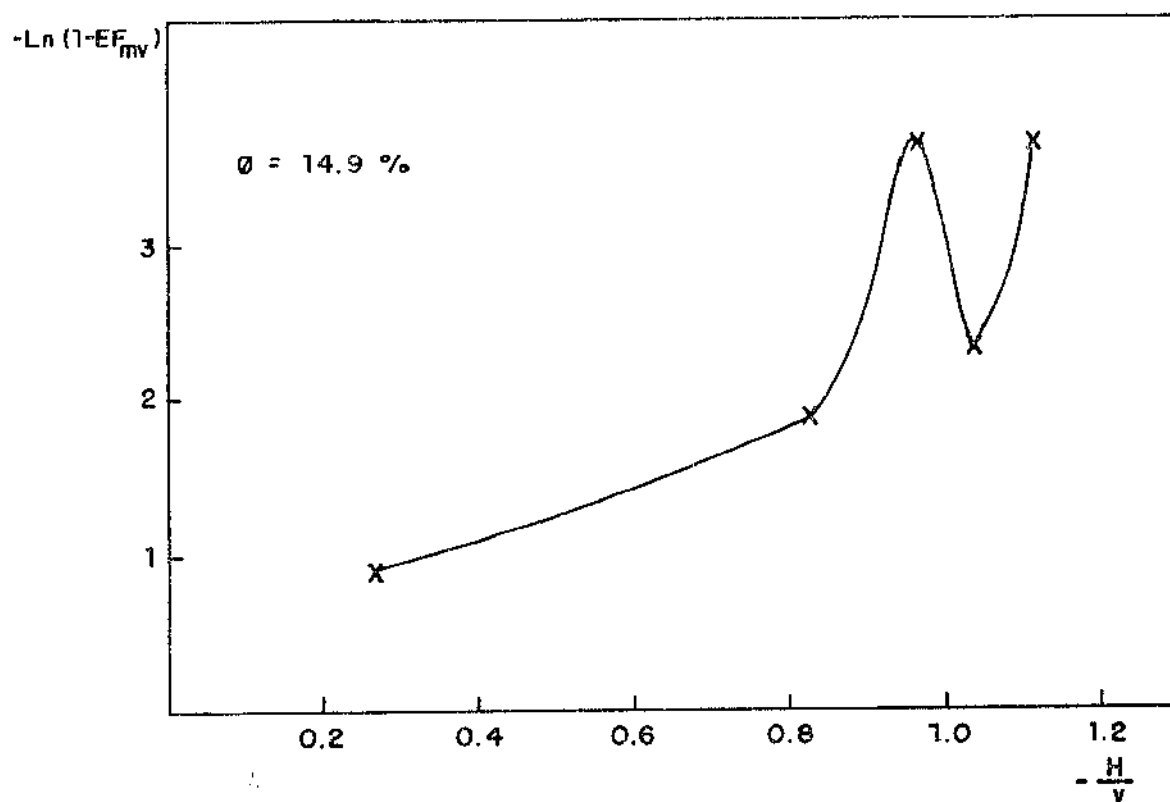
No presente capítulo foi proposta a equação (5.5) para o cálculo das alturas das dispersões formadas sobre os pratos perfurados da coluna em estudo, em condições de 'destilação'. A correlação obtida pode ser utilizada para previsão do espaçamento de pratos neste tipo de coluna conjuntamente com a relação (2.2), mostrada no capítulo 2.

Foi também proposta uma equação para previsão da velocidade superficial mínima de operação da coluna, em função da área livre de pratos. Tal equação pode ser utilizada para estimativa dessa velocidade tanto a refluxo total com a refluxo parcial.

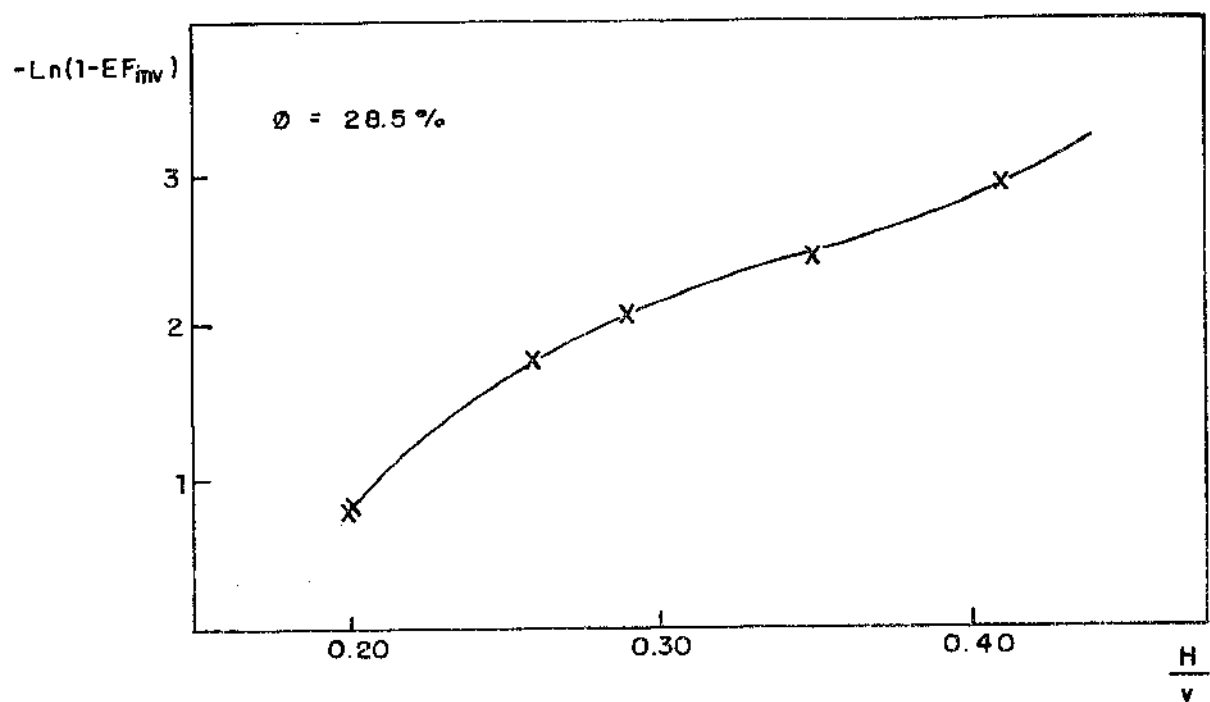
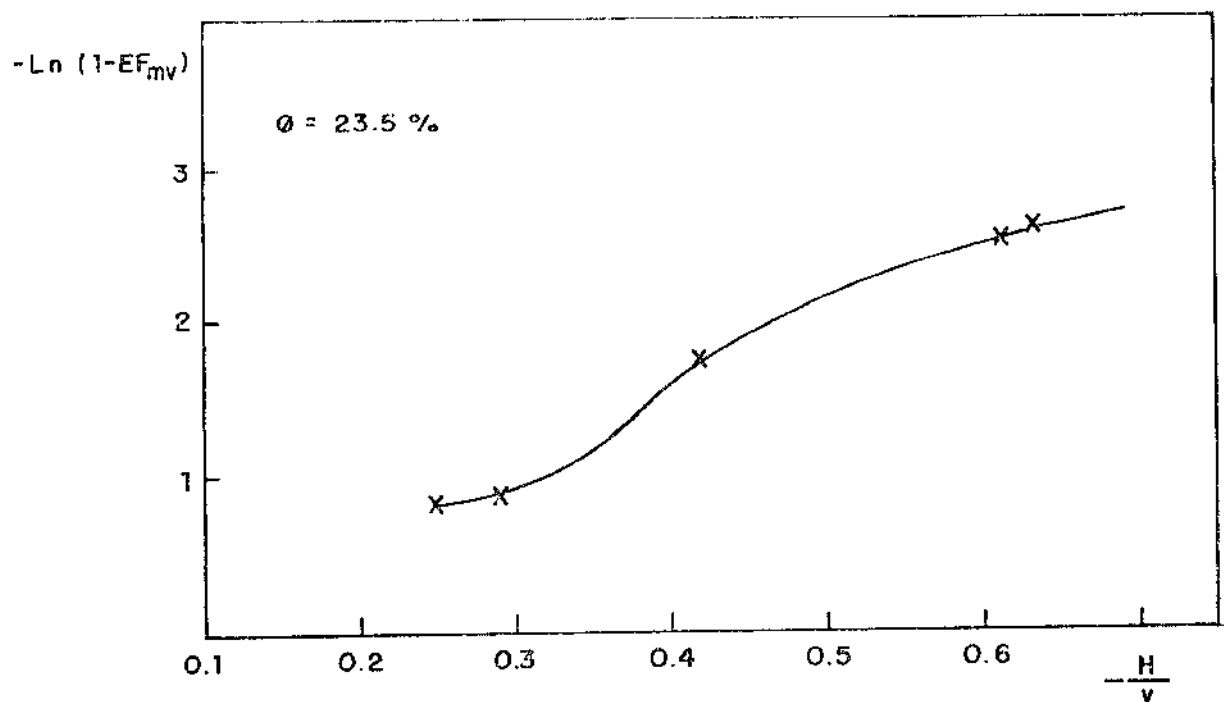
Por meio do modelo de eficiência apresentado para esse tipo de coluna, verificou-se que o coeficiente de transferên-



Figuras 5.3 - Influência do parâmetro H/v na eficiência dos pratos - área livre 8,3% e 11,4%



Figuras 5.4 - Influência do parâmetro H/v na eficiência dos pratos - área livre 14,9% e 18,4%



Figuras 5.5 - Influência do parâmetro H/v na eficiência dos pratos - área livre 23,5% e 28,5%

cia de massa (K g.a) sofre menor influência do parâmetro (H/v) para pratos com maior área livre, como é o caso dos pratos de 23,5% e 28,5% de área livre.

Capítulo - 6
Conclusões e Sugestões

6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

No presente trabalho foi estudado o comportamento das dispersões de vapor-líquido formadas nos pratos perfurados sem vertedores com áreas livres de 8,3% a 28,5%, de uma coluna de 12 estágios, com diâmetro de 0,99 m. Durante o trabalho experimental, feito com o sistema destilante etanol-água nas condições de refluxo total e refluxo parcial foram observados os regimes de escoamento formados nas dispersões e a presença de movimentos oscilatórios, os quais por sua vez aumentavam significativamente a instabilidade da dispersão, causando grande turbulência à mesma.

Os resultados experimentais mostraram que 3 regimes de escoamento podem ser formados nas dispersões: regime de borbulhamento e regime "froth", para os pratos de menor área livre ($\phi = 8,3\%$ a $\phi = 18,4\%$) e regime "froth" com ocorrência de "spray" na parte superior da dispersão, para os pratos de maior área livre ($\phi = 23,5\%$ e $\phi = 28,5\%$) onde maiores velocidades ou vazões das fases são necessárias para se manter a dispersão sobre o prato.

Os movimentos oscilatórios observados na dispersão foram predominantemente oscilações de meia onda e ocorreram somente nos pratos com regime "froth", para $\phi < 20\%$ e "froth-spray" para $\phi > 20\%$. Os dados experimentais mostraram que o início das oscilações na condição de refluxo total podem ser previstos pela equação (4.1), que é uma correlação já proposta na literatura para sistemas gás-líquido, com um erro médio de 8,58%.

Verificou-se que a altura da dispersão formada sobre os pratos sofre influência da própria transferência de massa que ocorre na destilação, através de modificações locais da tensão superficial da mistura destilante etanol-água. Face a esta influência a altura da dispersão na coluna foi correlacionada em função das propriedades físicas do líquido destilante. Além das propriedades físicas, parâmetros representando taxas de escoamento e geometria dos pratos também foram utilizados na análise dimensional que resultou essa correlação. O erro médio obtido foi de 14,82% e os maiores erros ocorreram somente nas dispersões da base da coluna, onde as composições são menores, fazendo portanto com que as alturas propostas pela correlação possam ser seguramente utilizadas no projeto do espaçamento entre pratos deste tipo de coluna.

O desempenho da coluna foi avaliado através dos perfis de composição de etanol na fase líquida para a coluna, onde por meio deles analisou-se a melhor condição de operação em função da velocidade superficial e altura de dispersão. Para os pratos com áreas livres de 8,3%, 11,4%, 14,9% e 18,4% a melhor condição de operação em termos de transferência de massa foi vista ser quando se iniciam os movimentos oscilatórios nas dispersões. Para os pratos de $\phi = 23,5\%$ e $\phi = 28,5\%$, a melhor condição de operação foi sugerida ser próxima as condições de retenção de líquido sobre o prato, acreditando-se que para estes pratos, devido as maiores velocidades que neles são desenvolvidas, o arraste possa ter influência considerável no decréscimo da eficiência.

A partir dos resultados experimentais verificou-se que a área livre dos pratos é um parâmetro fundamental no estudo da

hidrodinâmica desse tipo de coluna, definindo a capacidade de operação da mesma. Sendo verificado portanto que o aumento da área livre pode aumentar amplamente a capacidade de operação da coluna em termos de vazões, aumentando assim a sua região de operação.

No presente trabalho foi proposto representar a região de operação da coluna em gráfico de vazão ou velocidade superficial do vapor em função da área livre de escoamento do prato. E para a condição de retenção de líquido sobre o prato e a inundação do mesmo duas equações foram sugeridas para a operação a refluxo total, as quais podem ser extendidas, a título de previsão, para as demais razões de refluxo.

Considerando as observações, resultados e conclusões efetuados no presente trabalho, apresenta-se como sugestão para futuros trabalhos os seguintes itens.

- Um estudo semelhante considerando áreas livres de pratos até 40%, procurando se conhecer melhor os regimes de operação e a região de operação para maiores velocidades.

- O estudo de uma coluna com área livre de prato sendo variada na extensão da coluna, de maneira que essa variação possa dar mesma altura de dispersões em todos os estágios.

- Estudar a eficiência desse tipo de prato sem vertedores, ajustando um modelo para os mesmo, e comparar resultados de eficiência com pratos que possuem outro tipo de escoamento.

- Promover estudo semelhante para outros sistemas destilantes.

- Estudo semelhante incluindo a parte de exaustão na coluna.

Referências Bibliográficas

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. HOLAND, C.D. "Fundamentals and Modeling of Separation Process", Prentice Hall, New Jersey, (1975).
2. RYLEK, N.; STANDART, G. "The Hidraulics of Sieve Trays", Int.Chem.Engng., vol.4, 711, (1964).
3. CERVENKA, J.; KOLAR, V. "Hydrodynamics of Plate Columns X - Analysis of Operation of Sieve Plates without Downcomers", Collection Czechoslov. Chem. Commun., vol.38, 3749, (1973).
4. HAI, N.T.; BURGESS, J.M.; PINCZEWSKI, W.V.; FELL, C.J.D. "Mass Transfer in the Spray Regime on an Industrial Sieve Tray", 2nd. Australasian Conference on Heat and Mass Transfer, Sydney, 377, (1977).
5. RYLEK, M.; KASTANEK, F.; BRAUN, V.; AUDY, R. "Lower Critical Gas and Liquid Velocities of Grid Trays", Collection Czechoslov. Chem. Commun., vol.38, 181, (1973).
6. CRUZ, S.L. "Dispersões Gás-Líquido em Pratos Perfurados sem vertedor", Tese de Mestrado, Unicamp, (1983).
7. ZUIDERWEG, F.J. "Sieve Trays - A View on the State of the Art", Chemical Engineering Science, vol.37, 1441, (1982).
8. BIDDULPH, M.W.; STEPHENS, D.J. "Oscillating Behavior on Distillation Trays", A.I.C.H.E. Journal, vol.20, 60, (1974).
9. STEINER, L.; STANDART, G. "Studies on Distillation XV - Liquid Holdup on Plates without Downcomers", Collection Czechoslov. Chem. Commun., vol. 32, 89, (1967).
10. SHOUKRY, E.; CERMAK, J.; KOLAR, V. "On the Hydrodynamics of Sieve Plates without Downcomers I - Dynamic Nature of the Gas-Liquid Dispersions", The Chemical Engineering Journal, vol. 8, 27, (1974).

11. MAHENDRU, H.L.; HACKL, A. "Oszillationsverhalten von Boden ohne Ablaufvorrichtungen", Chem. Ing. Tech., 49, 513, (1977).
12. STEINER, L.; KOLAR, V. "Hydrodynamics of Plate Columns I - Structure of Two-phase Gas-Liquid System on the Plate", Collection Czechoslov. Chem. Commun., vol. 33, 2207, (1968).
13. MAHENDRU, H.L.; HACKL, A. "Contribution to the Design of Sieve Trays without Downcomers", Inst. Chem. Engrs. Symp. Ser. n° 56, 3.2/35, (1979).
14. ZUIDERWEG, F.J.; HARMENS, A. "The Influence of Phenomena on the Performance of Distillation Columns", Chemical Engineering Science, vol. 9, 89, (1958).
15. KING, C.J. "Procesos de Separación", Editorial Reverté, Barcelona, (1980).
16. SHARMA, M.M. ; A.R.I.C. ; GUPTA, R.K. "Mass Transfer Characteristics of Plate Columns without Downcomer", Trans. Instn. Chem. Engrs., vol. 45, 169, (1967).
17. KOLAR, V. "Hydrodynamics of Plates Columns IV - Interfacial Area and the Mass Transfer Coefficient in the Gas-Liquid Mixture on Sieve Plates of Separation Columns; Theoretical Study", Collection Czechoslov. Chem. Commun., vol. 35, 3678, (1970).
18. KASTANEK, F.; RYLEK, M. "Turbogrid Tray Efficiencies", Collection Czechoslov. Chem. Commun., vol. 35, 3367, (1970).
19. ORTEGA, J.; RAMIREZ, D. "Indices de Refracción de Mezclas Acuosas de Alcoholes a Varias Temperaturas", Rev. Latinoam. Ing. Quim. Quim. Apl., vol. 12, 161, (1982).
20. REID, R.C.; PRAUNITZ, J.M.; SHERWOOD, T.K. "The properties of Gases and Liquids, 3rd. ed., McGraw-Hill, São Paulo.

21. WEAST, R.C. "C.R.C. Handbook of Chemistry and Physics", 61 ed., Boca Raton, CRC Press, (1980).
22. International Critical Tables, McGraw-Hill, New York.
23. PERRY, R.H.; CHILTON, C.H. "Chemical Engineers Handbook", 6 th. edition, McGraw-Hill.
24. VARGAFITK, N.B. "Tables of Thermophysical Properties of Liquid and Gases", 2nd. Ed., John Wiley & Sons, (1975).
25. LYMAN, W.W.J.; REEHL, W.F.; ROSEMBLATT, D.H. "Handbook of Chemical Property Estimation Methods", McGraw-Hill, (1982).
26. GMEHLING, J.; ONKEN, U. "Vapour-Liquid Equilibrium Data Collection", Dechema Chemistry Data Series, vol.1, part.1, (1977).
27. LARKIN, J.A. "Thermodynamic Properties of Aqueous Non-Electrolyte Mixtures", J. Chem. Thermodynamics, vol.4, 137, (1975).
28. FREDSLUNG, A.; GMEHLING, J.; RASMUSSEN, P. "Vapour-Liquid Equilibria Using Unifac", Elsevier Scientific Publishing Company, (1977).
29. RAVAGNANI, T.M.K. "Recuperação de Energia na Destilação do Sistema Etanol/água", Tese de Mestrado, Unicamp, (1983).
30. CALDERBANK, P.H.; PEREIRA, J. "The Prediction of Distillation Plates Efficiencies From Froth Properties", Chemical Engineering Science, vol.32, 1427, (1977).

Apêndice -- A

Estimativa de propriedades e
dados do sistema etanol-água

A1. - DADOS DE EQUILIBRIO DO SISTEMA ETANOL-ÁGUA

a) Dados de Composição da fase líquida (x) versus composição da fase vapor (y) (curva de equilíbrio)

Os dados de composições das fases líquido e vapor são experimentais, referem-se à pressão de 1 atm. e foram extraídos da referência (26).

A curva de equilíbrio, que representa esses dados, foi ajustada a três polinômios como segue:

$$0 < x \leq 0,040$$

$$y' = -0,23856 + 12,128.x' - 1,7789.x'^2 + 0,15347.x'^3 \quad (A1.1)$$

$$cc = 0,999$$

$$0,040 < x \leq 0,155$$

$$y' = 13,180 + 4,8184.x' - 0,21265.x'^2 + 0,36774.10^{-2}x'^3 \quad (A1.2)$$

$$cc = 0,998$$

$$0,155 < x \leq 0,889$$

$$y = 0,42041 + 0,64270.x - 0,66406.x^2 + 0,60083.x^3 \quad (A1.3)$$

$$cc = 0,999$$

Onde:

x, y = Composição molar da fases líquida e vapor

x', y' = Percentual molar da fases líquida e vapor

cc = Coeficiente de correlação

b) Dados de Temperatura versus composição da fase líquida

Os dados de temperatura e composição (x), são experimentais, referem-se à pressão de 1 atm. e foram extraídos da referência (26). Da mesma forma que os dados de equilíbrio, foram ajustados aos seguintes polinômios, com seus respectivos intervalos de composição.

$$0 < x < 0,1050$$

$$T = 99,3948 - 58,081.x + 2784,24.x^2 - 14579,3.x^3$$

$$(A1.4) \quad cc = 0,996$$

$$0,1050 < x < 0,4025$$

$$T = 93,82 - 109,29.x + 417,82.x^2 - 798,16.x^3 + 577,93.x^4$$

$$(A1.5) \quad cc = 0,999$$

$$0,4025 < x < 0,8900$$

$$T = 82,227 - 6,794.x - 44,106.x^2 + 50,392.x^3 - 17,118.x^4$$

$$(A1.6) \quad cc = 0,998$$

Onde :

T = Temperatura ($^{\circ}C$)

x = composição molar da fase líquida

cc = Coeficiente de correlação

A2. - RELAÇÕES E DADOS UTILIZADOS PARA A ESTIMATIVA DA VISCOSIDADE DO LÍQUIDO (SATURADO)

A viscosidade da fase líquida foi estimada por extrapolação dos dados experimentais de viscosidade de soluções aquosas de etanol, obtidos na referência (24) e com a viscosidade da água pura [x], obtida na referência (23).

Para tais extrapolações as temperaturas utilizadas foram a do ponto de ebulição da mistura etanol, a qual foi obtida através das equações descritas no ítem (A1.b)

Dados extrapolados

T (°C)	x	vis.100 (g/cm.s)
100,00	0,000	0,260 *
92,50	0,041	0,350
88,20	0,089	0,427
84,65	0,143	0,513
83,11	0,206	0,558
82,00	0,281	0,587
81,00	0,369	0,600
80,03	0,477	0,585
79,03	0,610	0,560
78,20	0,778	0,522
78,20	1,000	0,460

Os dados extrapolados para todo o intervalo de composição foram ajustados através das seguintes equações:

$$0,0 < x \leq 0,143$$

$$\text{vis} = 0,268411 + 1,744893.x \quad (\text{A2.1})$$

$$0,143 < x \leq 0,369$$

$$\text{vis} = 0,699176 + 0,093022.\ln(x) \quad (\text{A2.2})$$

$$0,369 < x \leq 1,0$$

$$\text{vis} = 0,713508.\exp[-0,42226.x] \quad (\text{A2.3})$$

Onde:

vis = viscosidade da mistura etanol-água no seu ponto de
ebulição (cp)

x = composição molar de etanol na fase líquida

As equações (A2.1) a (A2.3) foram utilizadas para a estimativa da viscosidade das mistura líquida de etanol-água na sua temperatura de ebulição, por meio do programa seguinte.

```

C      PROGRAMA PARA O CALCULO DA VISCOSIDADE DA MISTURA
C      ETANOL/AGUA NA COLUNA DE DESTILACAO
      WRITE(3,10)
10     FORMAT(2X,'IMPRESSAO DOS RESULTADOS (S=2/N=3) ? ')
      READ(3,20)JW
20     FORMAT(11)
      CALL OPEN(7,'DADOS  DAT',0)
      READ(7,30,ERR=200,END=210)N
30     FORMAT(12)
      DO 190 I=1,N
      READ(7,40,ERR=200,END=210)XM
40     FORMAT(F5.3)
      IF(XM.LE.0.143)GO TO 50
      IF(XM.LE.0.369)GO TO 60
      IF(XM.LE.0.8930)GO TO 70
50     VISM=0.268411+1.744893*XM
      GO TO 80
60     VISM=0.699176+0.093022*(ALOG(XM))
      GO TO 80
70     VISM=0.713508*(EXP(-0.42226*XM))
80     WRITE(JW,90)VISM
90     FORMAT(2X,F7.5)
190    CONTINUE
      GO TO 210
200    WRITE(3,100)
100    FORMAT(2X,'ERRO NA ENTRADA DE DADOS ')
210    CONTINUE
      END

```

A3. - RELAÇÕES UTILIZADA PARA CALCULO DA TENSÃO SUPERFICIAL DA MISTURA ETANOL-AGUA NO SEU PONTO DE EBULIÇÃO

A tensão superficial da mistura etanol-água no presente trabalho foi estimada utilizando-se o método proposto por Tamura e colaboradores, descrito em (20) e (25).

As tensões superficiais foram calculadas para as misturas de etanol-água em ebulição de acordo com o programa em anexo e para tal usou-se a tensão superficial do etanol no seu ponto de ebulição normal. Os valores de tensão superficial estimados são mostrados na figura 4.19.

```

C      PROGRAMA PARA CALCULO TENSÃO SUPERFICIAL DA MISTURA
C      ETANOL E AGUA NA COLUNA DE DESTILAÇÃO.
      WRITE(3,10)
10     FORMAT(2X, 'IMPRESSÃO DOS RESULTADOS (S=2/N=3)? ')
      READ(3,20)JW
20     FORMAT(11)
      WRITE(JW,05)
05     FORMAT(3X, 'XM', 5X, 'T (C)', 4X, 'TENS SUPERF DY/CM ')
      CALL OPEN(7, 'DADOS  DAT', 0)
      READ(7,30, ERR=200, END=210)N
30     FORMAT(12)
      DO 190 I=1, N
      READ(7,40, ERR=200, END=210)XM
40     FORMAT(F5.3)
C      CALCULO DA TEMPERATURA DE EQUILIBRO COM XM
      IF(XM.LE.0.1050)GO TO 50
      IF(XM.LE.0.4025)GO TO 60
      IF(XM.LE.0.8950)GO TO 70
50     Y=99.3948-258.081*XM+2784.24*(XM**2)-14579.3*(XM**3)
      GO TO 80
60     Y=99.8285-109.29*XM+417.826*(XM**2)-798.169*(XM**3)
      Y=Y+577.934*(XM**4)
      GO TO 80
70     Y=82.2275+6.79451*XM-44.1063*(XM**2)+50.3925*(XM**3)
      Y=Y-17.1186*(XM**4)
80     T=Y
      XOW=XM
C      CALCULO DA DENSIDADE DA AGUA
      Y1=1.02509-0.00066*T
      VW=18./Y1
C      CALCULO DA TENSÃO SUPERFICIAL DA AGUA PURA
      Y2=76.16390-0.16941*T
      SIGW=Y2
C      AS PROPRIEDADES DO ETANOL PURO FORAM AVALIADAS NO PONTO DE
C      EBULIÇÃO DO MESMO.
      VO=62.4575
      SIGO=18.00
      Q=1.6
      T=T+273.0
      XWW=1.-XOW
      FI=XWW*VW/(XOW*VO)
      Y3=0.441*(Q/T)*((SIGO/Q)*(VO**(2./3.))-SIGW*(VW**(2./3.)))
      Y3=Y3+ALOG10(FI)
      FO=1./(1.+(10)**Y3)
      FW=1.-FO
      SIGM=FW*SIGW**0.25+FO*SIGO**0.25
      SIGM=SIGM**4.0
      T=T-273.0
      WRITE(JW,90)XOW,T,SIGM
90     FORMAT(2X,F5.3,2X,F5.1,15X,F5.2)
190    CONTINUE
      GO TO 210
200    WRITE(3,100)
100    FORMAT(2X, 'ERRO NA ENTRADA DE DADOS')
210    CONTINUE
      END

```

A4. - RELAÇÕES UTILIZADADA PARA ESTIMATIVA DA DENSIDADE DAS FASES LÍQUIDO E VAPOR

a) A densidade absoluta da fase líquida foi estimada por meio da seguinte relação ponderada das densidades dos componentes puros.

$$\text{Denl} = x_p \cdot 0,7365 + (1 - x_p) \cdot \text{Da}(T) \quad (\text{A4.1})$$

Onde:

Denl = Densidade do líquido saturado (g/cm)

x_p = Fração peso do etanol.

$\text{Da}(T)$ = Densidade da água líquida em função da temperatura, dada relação abaixo.

$$\text{Da}(T) = 1,02509 - 0,00066 \cdot T \quad (\text{A4.2})$$

b) A densidade absoluta da fase vapor foi estimada pela relação ponderada das densidades dos componentes puros a 1 atm.

$$\text{Denv} = y_p \cdot 0,00165 + (1 - y_p) \cdot 0,00059 \quad (\text{A4.3})$$

Onde:

x_p, y_p = Frações peso de etanol.

Denv = densidade da fase vapor (g/cm)

As relações acima foram utilizadas conjuntamente com as equações ajustadas para o dados de temperatura versus composição da fase líquida (item A1.b) e curva de equilíbrio (item

A1.a) e a expressão do item A5.a, no seguinte programa para cálculo da densidade das fases.

A5. - RELAÇÕES DE TRANSFORMAÇÕES DAS COMPOSIÇÕES

a) Fração molar para fração peso

$$x_p = 1 / (1 + [(1 - x)/x] \cdot 18/46) \quad (A5.1)$$

Onde:

x = fração molar.

x_p = fração peso.

b) Fração volumétrica para fração molar

$$x = 1 / (1 + [1/x_v - 1] \cdot 3,2375) \quad (A5.2)$$

Onde:

x_v = fração volumétrica.

x = fração molar.

```

C      PROGRAMA PARA ESTIMATIVA DAS DENSIDADES DAS
C      FASES LIQUIDA E VAPOR
      WRITE(3,10)
10     FORMAT(2X, 'IMPRESSAO DOS RESULTADOS (S=2/N=3)?')
      READ(3,20)JW
20     FORMAT(11)
      CALL OPEN (7, 'DADOS  DAT',0)
      READ(7,30,ERR=200,END=210)N
30     FORMAT(12)
      WRITE(JW,32)
32     FORMAT(2X, 'DENS LIQ.',4X, 'DENS VAP.')
      DO 190 I=1,N
      READ(7,40,ERR=200,END=210)XM
40     FORMAT(F5.3)
C      CALCULO DOS VALORES DE YM (CURVA EQUILIBRIO)
      IF(XM.LE.0.04) GO TO 50
      IF(XM.LE.0.1550) GO TO 60
      IF(XM.LE.0.89) GO TO 70
50     XM=XM*100.
      Y=-0.23856+12.128*XM-1.7789*(XM**2)+0.15347*(XM**3)
      Y=Y/100.
      XM=XM/100.
      GO TO 80
60     XM=XM*100
      Y=13.180+4.8184*XM-0.21265*(XM**2)+0.0036774*(XM**3)
      XM=XM/100.
      Y=Y/100.
      GO TO 80
70     Y=0.42041+0.64270*XM-0.66406*(XM**2)+0.60083*(XM**3)
80     YP=1./((1.+((1.-Y)/Y)*18./46.))
      XP=1./((1.+((1.-XM)/XM)*18./46.))
C      CALCULO DA DENSIDADE DA AGUA EM FUNCAO DA TEMP.
      IF(XM.LE.0.1050) GO TO 51
      IF(XM.LE.0.4025) GO TO 61
      IF(XM.LE.0.89) GO TO 71
51     Y1=99.3948-258.081*XM+2784.24*(XM**2)-14579.3*(XM**3)
      GO TO 81
61     Y1=93.8285-109.29*XM+417.826*(XM**2)-798.169*(XM**3)
      Y1=Y1+577.934*(XM**4)
      GO TO 81
71     Y1=82.2275+6.79451*XM-44.1063*(XM**2)+50.3925*(XM**3)
      Y1=Y1-17.1186*(XM**4)
81     T=Y1
      DEN=1.02509-0.00066*T
      DENSL=XP*0.7365+(1.-XP)*DEN
      DENSX=YP*0.00165+(1.-YP)*0.00059
      Z1=DENSX/DENSL
      WRITE(JW,90)DENSL,DENSX,Z1
90     FORMAT(2X,F9.3,5X,F9.4,5X,F9.5)
190    CONTINUE
      GO TO 210
200    WRITE(3,100)
100    FORMAT(2X, 'ERROU NA ENTRADA DOS DADOS')
210    CONTINUE
      END

```

Apêndice - B
Cálculos

B. CALCULO DAS VAZES MOLARES E VELOCIDADES SUPERFICIAIS NOS ESTAGIOS DA COLUNA A REFLUXO TOTAL

B.1 - MODELO DE ESCOAMENTO UTILIZADO

Considerações:

- Mistura perfeita da fase líquida nas dispersões formadas.
- Condensação total no refeedor.
- Coluna adiabática.

A figura B.1 mostra o esquema do modelo utilizado

Equações usadas no modelo.

Balanço de massa para $i = 1$ a 12

$$L(i+1) + V(i-1) = V(i) + L(i) \quad (B1.1)$$

para refluxo total: $V(12) = L(13)$

$$V(i-1) = L(i) \quad (B1.2)$$

Balanço de massa para o componente etanol, $i = 1$ a 12 .

$$L(i+1).x(i+1) + V(i-1).y(i-1) = V(i).y(i) + L(i).x(i) \quad (B1.3)$$

Substituindo-se (B1.2) na equação (B1.3), tem-se:

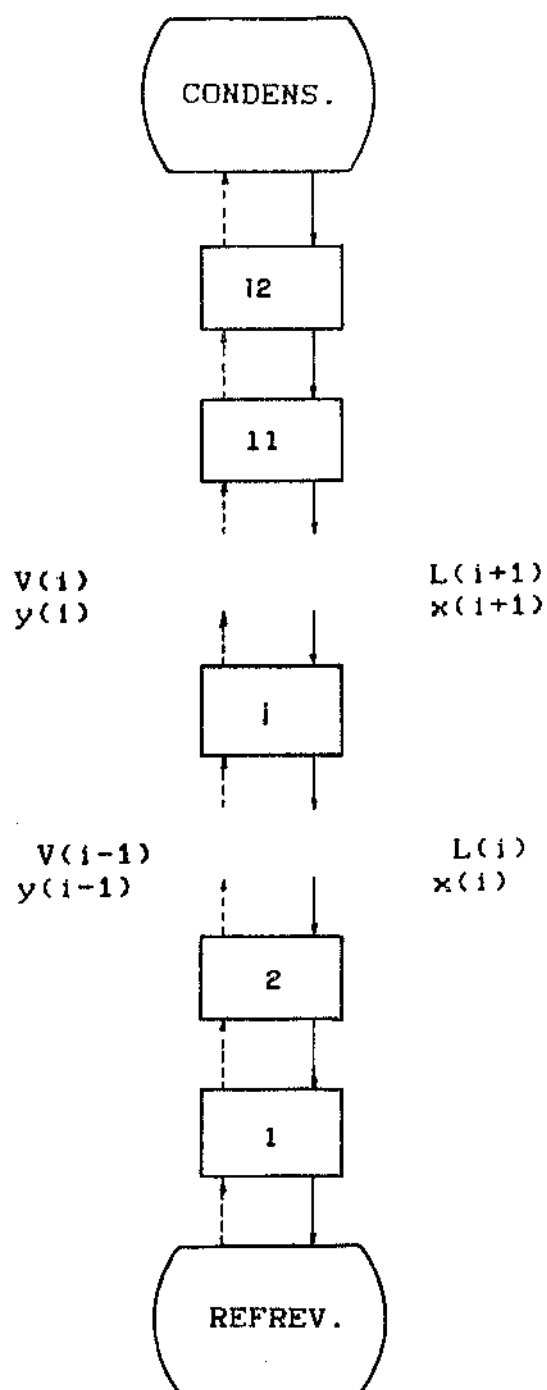


Figura B.1 - Esquema das vazões através dos estagios da coluna a refluxo total.

$$x(i) = y(i-1) \quad (B1.4)$$

Balanço de energia, $i=1$ a 12.

$$L(i+1).Hl(i+1) + V(i-1).Hv(i-1) = L(i).Hl(i) + V(i).Hv(i) \quad (B1.5)$$

Utilizando-se as equações (B1.2) e (B1.4) em (B1.5), obtém-se:

$$L(i-1) = ([Hl(i) - Hv(i-1)] / [Hl((i-1) - Hv(i-2))]).L(i) \quad (B1.6)$$

Com as equações (B1.6), (B1.4) e (B1.6) as vazões molares podem ser calculadas desde que se conheçam as temperaturas e composições em cada estágio, para os quais os valores de $Hl(i)$, $Hv(i)$ das respectivas correntes de entrada e saída devem ser calculados.

As velocidades superficiais do vapor foi calculada a partir da vazão molar de vapor calculada. O programa em anexo apresenta todas as relações envolvidas nos cálculos.

B2. - CALCULO DAS ENTALPIAS DAS CORRENTES DE LÍQUIDO E VAPOR

a) Entalpia da corrente de líquido.

$$Hl = Hl^{ideal} + Hl^{Excesso} \quad (B2.1)$$

$$Hl^{ideal} = \sum_{i=1}^2 x_i \cdot Hl_i \quad (B2.2)$$

Onde:

x_i = Fração molar do componente i.

Hl_i = Entalpia molar do componente i puro.

Entalpia molar do componente i puro a uma dada pressão:

$$Hl_i(T) - Hl_i(T_0) = \int_{T_0}^T Cp_i^L dT \quad (B2.3)$$

Onde:

Cp_i^L = Calor específico molar do componente i puro a dada pressão

$Hl_i(T)$ = Entalpia do componente i puro, na temperatura de referência T_0 , como é norma considera-se igual a zero.

Admitindo-se Cp_i^L constante entre T_0 e T , a equação pode ser linearizada na forma:

$$Hl_i = Hl_{oi} + Cp_i^L \cdot T \quad (B2.4)$$

$$Hl_{oi} = - Cp_i^L \cdot T_0 \quad (B2.5)$$

A entalpia de excesso, apresenta pequena magnitude para o sistema etanol-água e como acrescenta Fredenslund e colaboradores (28) a inclusão de H_i^{Exc} altera o cálculo do fluxo total de 3 a 5%, quando comparado com a não inclusão da mesma. No presente cálculo não será levado em conta a entalpia de excesso.

b) Entalpia da corrente de vapor

O cálculo da entalpia da fase vapor será feito de modo análogo à fase líquida, portanto considerando-se a fase vapor como solução ideal.

$$H_v = \sum_{i=1}^2 Y_i H_{v_i} \quad (B2.6)$$

$$H_{v_i} = H_{v_{oi}} + C_{p_i}^v \cdot T \quad (B2.7)$$

$$H_{v_{oi}} = H_i^0 + C_{p_i}^v \cdot T \quad (B2.8)$$

Onde:

H_i^0 = Entalpia de vaporização do componente i na temperatura de referência T

$C_{p_i}^v$ = Calor específico molar do componente i à pressão constante.

Tabela B2.1 - Valor das variáveis H , C_p^L , C_p^v ($T = 80^\circ C$)

Componente	H (cal/mol)	C_p^L (cal/mol K)	C_p^v (cal/mol K)
Etanol	9397,8	37,904	18,676
água	9927,0	18,0	8,705

B.3 PROGRAMA PARA O CALCULO DOS GRUPOS ADIMENSIONAIS

```

C      PROGRAMA PARA CALCULO DOS GRUPOS ADIMENSIONAIS
      DIMENSION P1(15),P2(15),P3(15),P4(15),P5(15),P6(15),XM(15)
      DIMENSION H(15)
      WRITE(3,10)
10     FORMAT(2X,'IMPRESSÃO DOS RESULTADOS S=2/N=3 ? ' )
      READ(3,20)JW
20     FORMAT(I1)
      WRITE(3,21)
21     FORMAT(2X,'ENTRE COM VS?,D?,RREF?,FI? DA FORMA:F8.4 ' /)
      READ(3,30)VS
      READ(3,30)D
      READ(3,30)RREF
      READ(3,30)FI
30     FORMAT(F8.4)
      WRITE(3,31)
31     FORMAT(2X,'ENTRE COM H(I) E XM(I) DA FORMA F5.2 E F5.3 ' /)
      DO 35 I=1,11
      READ(3,50)H(I),XM(I)
50     FORMAT(F5.2,F5.3)
35     CONTINUE
      WRITE(JW,36)VS,D,RREF,FI
36     FORMAT(2X,'VS=',F8.4,'D=',F8.4,'RREF=',F8.4,'FI=',F8.4)
      WRITE(JW,40)
40     FORMAT(3X,'I',5X,'XM',8X,'P1',7X,'P2',8X,'P3',7X,'P4',8X,'P5',
110X,'P6' )
      DO 100 I=1,11
      G=981
      T=0.22
      P1(I)=H(I)/T
      P2(I)=G*D/(VS**2)
      P3(I)=FI
      P4(I)=RREF
      XM1=XM(I)
      CALL DENSI(XM1,Z1)
      P5(I)=Z1
      CALL VISCOS(XM1,VISM)
      CALL TENS1(XM1,SIGM)
      P6(I)=SIGM/VS*VISM
      WRITE(JW,60)I,XM(I),P1(I),P2(I),P3(I),P4(I),P5(I),P6(I)
60     FORMAT(2X,I2,2X,F5.3,2X,F8.5,2X,F8.5,2X,F8.5,2X,F8.5,2X
1,F9.5,4X,F9.5)
100    CONTINUE
      STOP
C      AS SUBROTINAS DESTES PROGRAMAS SÃO OS PROGRAMAS DE CÁLCULO DE
C      PROPRIEDADES MOSTRADOS NO APENDICE A
      RETURN
      END
F)

```

B.4 PROGRAMA DE REGRESSAO LINEAR MULTIPLA

```

C      DOUBLE PRECISION A1
      PROGRAMA PARA O CALCULO DA MATRIZ A(I,I),Y(J)
      DIMENSION Y(10),A(10,10),P1(850),P2(850),P3(850),P4(850)
      DIMENSION P5(850),P6(850),ERRO(850)
      COMMON Y,A,JW
      WRITE(3,1)
1      FORMAT(2X,'IMPRESSAO DOS RESULTADOS (I=2/V=3)? ')
      READ(3,2)JW
2      FORMAT(I1)
      CALL OPEN(7,'DADOSM  DAT',0)
      CALL OPEN(8,'SAIDA  LST',0)
      DO 70 I=1,6
      DO 70 J=1,7
      A(I,J)=0.
70     CONTINUE
      ERMED=0.
      READ(7,13,ERR=300,END=310)N
13     FORMAT(I3)
      WRITE(JW,15)
15     FORMAT(2X,'IMPRESSAO DOS GRUPOS ADMENSIONAIS',//)
      DO 200 I=1,N
      READ(7,14,ERR=300,END=310)P1(I),P2(I),P3(I),P4(I),P5(I),P6(I)
      WRITE(JW,18)P1(I),P2(I),P3(I),P4(I),P5(I),P6(I)
14     FORMAT(6F15.7)
18     FORMAT(2X,F8.3,2X,F8.3,2X,F8.3,2X,F8.3,2X,2F9.5)
      R1=ALOG(P1(I))
      R2=ALOG(P2(I))
      R3=ALOG(P3(I))
      R4=ALOG(P4(I))
      R5=ALOG(P5(I))
      R6=ALOG(P6(I))
      A(1,2)=A(1,2)+R2
      A(1,3)=A(1,3)+R3
      A(1,4)=A(1,4)+R4
      A(1,5)=A(1,5)+R5
      A(1,6)=A(1,6)+R6
      A(1,7)=A(1,7)+R1
      A(2,2)=A(2,2)+R2*R2
      A(2,3)=A(2,3)+R2*R3
      A(2,4)=A(2,4)+R2*R4
      A(2,5)=A(2,5)+R2*R5
      A(2,6)=A(2,6)+R2*R6
      A(2,7)=A(2,7)+R2*R1
      A(3,3)=A(3,3)+R3*R3
      A(3,4)=A(3,4)+R3*R4
      A(3,5)=A(3,5)+R3*R5
      A(3,6)=A(3,6)+R3*R6
      A(3,7)=A(3,7)+R3*R1
      A(4,4)=A(4,4)+R4*R4
      A(4,5)=A(4,5)+R4*R5
      A(4,6)=A(4,6)+R4*R6
      A(4,7)=A(4,7)+R4*R1
      A(5,5)=A(5,5)+R5*R5
      A(5,6)=A(5,6)+R5*R6
      A(5,7)=A(5,7)+R5*R1

```

```

A(5,7)=A(5,7)+R5*R1
A(6,6)=A(6,6)+R6*R6
A(6,7)=A(6,7)+R6*R1
200 CONTINUE
A(1,1)=FLOAT(N)
A(2,1)=A(1,2)
A(3,1)=A(1,3)
A(4,1)=A(1,4)
A(5,1)=A(1,5)
A(6,1)=A(1,6)
A(3,2)=A(2,3)
A(4,2)=A(2,4)
A(5,2)=A(2,5)
A(6,2)=A(2,6)
A(4,3)=A(3,4)
A(5,3)=A(3,5)
A(6,3)=A(3,6)
A(5,4)=A(4,5)
A(6,4)=A(4,6)
A(6,5)=A(5,6)
WRITE(JW,190)
190 FORMAT(2X,'IMPRESSAO DOS MATRIZ A(6,7) FINAL ')
WRITE(JW,191)((A(I,J),J=1,7),I=1,6)
191 FORMAT(7F12.4)
DO 655 I=1,6
Y(I)=A(I,7)
655 CONTINUE
CALL SLSIM
WRITE(JW,652)(Y(I),I=1,6)
652 FORMAT(2X,7F15.7)
AA=EXP(Y(1))
WRITE(JW,710)AA,Y(2),Y(3),Y(4),Y(5),Y(6)
710 FORMAT(2X,'A=',E14.6,'B=',F14.7,'C=',F14.7,'D=',F14.7,
1'E=',F14.7,'F=',F14.7,)
DO 790 I=1,N
A1=Y(1)+Y(2)*ALOG(P2(I))+Y(3)*ALOG(P3(I))+Y(4)*ALOG(P4(I))+
1Y(5)*ALOG(P5(I))+Y(6)*ALOG(P6(I))
A1=DEXP(A1)
ERRO(I)=(P1(I)-A1)*100/P1(I)
ERMED=ERMED+ABS(ERRO(I))
WRITE(8,780)P1(I),A1
WRITE(7,780)P1(I),A1,ERRO(I)
780 FORMAT(F5.2,2X,F5.2,2X,E14.6)
790 CONTINUE
ERM=ERMED/N
WRITE(JW,820)ERM
820 FORMAT(/,2X,'ERRO MEDIO = 'E14.7)
GO TO 310
300 WRITE(3,305)
305 FORMAT(2X,'ERRO NA ENTRADA DOS DADOS')
310 STOP
END
F)

```

```

SUBROUTINE SLSIM
DIMENSION B(10),A(10,10)
COMMON B,A,JW
N=6
N1=N-1
DO 100 K=1,N1
C=A(K,K)
K1=K+1
DO 11 J=K1,N
A(J,K)=A(K,J)
11 CONTINUE
IF(ABS(C)-0.000001)1,1,3
1 WRITE(JW,2)K
2 FORMAT(2X,'***SINGULARIDADE NA LINHA***',I3)
D=0.
GO TO 300
3 DO 4 J=K1,N
A(K,J)=A(K,J)/C
4 CONTINUE
B(K)=B(K)/C
DO 10 I=K1,N
C=A(I,K)
DO 5 J=I,N
A(I,J)=A(I,J)-C*A(K,J)
5 CONTINUE
B(I)=B(I)-C*B(K)
10 CONTINUE
100 CONTINUE
IF(ABS(A(N,N))-0.000001)1,1,101
101 B(N)=B(N)/A(N,N)
DO 200 L=1,N1
K=N-L
K1=K+1
DO 190 J=K1,N
B(K)=B(K)-A(K,J)*B(J)
190 CONTINUE
200 CONTINUE
D=D+A(I,I)
250 CONTINUE
300 RETURN
END

```

F)

B.5 PROGRAMA PARA CALCULO DA EFICIENCIA

```

C      PROGRAMA PARA ESTIMATIVA DA EFICIENCIA NA COLUNA
      DIMENSION X(20),Y(20),YE(20),EFMV(20)
      WRITE(3,1)
1      FORMAT(2X,'IMPRESSAO DOS RESULTADOS (I=2/V=3) ?')
      READ(3,2)JW
2      FORMAT(I1)
      DO 50 I=1,13
      READ(3,20)X(I)
20      FORMAT(F5.3)
50      CONTINUE
      WRITE(JW,801)
801     FORMAT(6X,'ESTAGIO',10X,'X(I)',10X,'Y(I)',10X,'EFMV(I)')
      DO 350 J=0,12
      I=13-J
      Y(I-1)=X(I)
350     CONTINUE
      DO 500 J=1,13
      I=13-J
C      CURVA DE EEQUILIBRIO ETANOL/H2O
      IF(X(I).LE.0.04) GO TO 51
      IF(X(I).LE.0.1550) GO TO 61
      IF(X(I).LE.0.89) GO TO 71
51      X(I)=X(I)*100.
      YE(I)=0.23856+12.128*X(I)-1.7789*(X(I)**2)+0.15347*(X(I)**3)
      YE(I)=YE(I)/100.
      X(I)=X(I)/100.
      GO TO 81
61      X(I)=X(I)*100.
      YE(I)=13.180+4.8184*X(I)-0.21265*(X(I)**2)+0.0036774*(X(I)**3)
      X(I)=X(I)/100.
      YE(I)=YE(I)/100.
      GO TO 81
71      YE(I)=0.42041+0.64270*X(I)-0.66406*(X(I)**2)+0.60083*(X(I)**3)
81      EFMV(I)=(Y(I)-Y(I-1))/(YE(I)-Y(I-1))
500     CONTINUE
      DO 510 I=1,12
      WRITE(JW,702)I,X(I),Y(I),EFMV(I)
702     FORMAT(8X,I2,10X,F5.3,10X,F5.3,8X,F7.4)
510     CONTINUE
      GO TO 310
300     WRITE(3,305)
305     FORMAT(2X,'ERRO NA ENTRADA DOS DADOS')
310     STOP
      END

```

Apêndice - C
Resultados experimentais

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 2,56 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $4,64 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,9 %
 VEL. SUP. = 18,47 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,2 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	2,5	2,5	3,5	2,5	2,5	2,5	2,0	3,5	3,5	3,0
x (%)	31,5	41,2	52,5	64,3	71,0	75,5	78,4	80,6	82,3	83,4	84,5

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 3,71 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $6,79 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,0 %
 VEL. SUP. = 26,97 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 84,3 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,0	4,5	5,0	6,5	6,0	6,0	6,5	6,0	6,5	6,0	6,0
x (%)	20,0	43,0	62,0	70,5	75,2	78,2	80,3	81,3	82,6	83,0	83,5

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 4,07 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $7,38 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,7 %
 VEL. SUP. = 29,36 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,1 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	6,0	7,0	8,0	7,5	8,0	8,0	8,0	8,0	7,5	7,5
x (%)	19,0	38,2	52,0	63,5	71,0	75,5	78,4	80,6	82,3	83,9	84,8

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 4,79 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $8,83 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,5 %
 VEL. SUP. = 34,69 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,2 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	6,0	9,5	10,0	9,0	9,0	9,0	9,5	10,0	9,0	9,0
x (%)	3,2	21,0	46,2	58,8	68,4	73,8	78,7	80,8	82,6	83,5	84,3

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = $5,28 \text{ ml/s}$
 VAZÃO MOLAR = $9,70 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $85,0 \%$
 VEL. SUP. = $38,54 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $84,6 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	3,5	8,0	10,5	10,0	10,5	10,5	10,5	11,0	10,5	10,5
x (%)	0,8	4,7	22,5	47,3	60,6	69,0	74,2	78,2	80,5	82,5	83,1

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = $6,26 \text{ ml/s}$
 VAZÃO MOLAR = $11,49 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $84,9 \%$
 VEL. SUP. = $45,94 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $84,1 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	3,5	4,0	4,5	8,0	11,0	12,0	12,0	12,5	12,5	12,0
x (%)	0,1	0,5	2,4	12,0	35,4	59,2	69,1	74,8	78,5	81,3	83,0

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 3,96$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $7,11 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $85,7 \%$
 VEL. SUP. = $22,59 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $85,4 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	4,0	5,5	6,0	7,0	6,0	6,5	7,0	7,5	7,5	7,0	7,0
x (%)	24,3	36,6	44,0	54,5	64,0	74,8	79,7	80,3	81,5	82,7	84,5

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 6,63$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $7,33 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $84,3 \%$
 VEL. SUP. = $25,17 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $83,8 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	4,5	6,0	6,5	7,5	6,5	7,0	7,5	7,5	8,0	7,5	7,5
x (%)	25,5	41,5	55,0	67,0	73,0	76,5	78,9	80,4	81,0	82,5	82,9

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 10,75$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $7,04 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,7 %
 VEL. SUP. = 25,62 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,2 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	4,0	6,5	6,5	7,5	7,0	7,0	7,5	8,0	7,5	7,5	7,5
x (%)	26,7	40,0	58,2	71,6	76,5	80,0	81,2	82,9	83,8	84,5	84,5

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 21,55$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $7,36 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,2 %
 VEL. SUP. = 28,11 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 84,7 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	4,5	6,5	7,0	7,5	7,0	7,0	7,5	7,5	8,0	7,5	7,5
x (%)	23,5	44,5	56,4	70,5	74,4	77,6	79,7	81,6	82,5	83,5	84,7

PRATO TIPO: I $\phi = 8,3 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 32,83$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $7,33 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,4 %
 VEL. SUP. = 28,29 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,8 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	4,5	6,5	7,5	8,0	7,5	8,0	7,5	8,0	8,0	7,5	7,5
x (%)	24,0	41,5	59,4	68,3	73,2	79,4	81,8	82,9	83,6	84,7	85,2

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 3,86 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $6,94 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,5 %
 VEL. SUP. = 27,64 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 86,0 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	2,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,0	3,0	2,5
x (%)	34,7	51,7	61,9	69,2	74,3	77,6	80,1	82,0	83,4	84,2	85,4

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $4,83 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $8,84 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $84,0 \%$
 VEL. SUP. = $35,12 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $83,8 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	4,5	5,0	5,5	5,5	5,5	6,0	6,0	5,5	5,5	5,5
x (%)	33,0	50,7	62,8	69,8	74,3	77,6	79,3	80,2	82,3	83,2	83,5

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $6,24 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $11,32 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $85,7 \%$
 VEL. SUP. = $45,02 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $85,4 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	5,0	6,5	7,5	7,5	8,0	7,5	8,0	7,5	7,5	7,5
x (%)	15,0	38,8	58,8	69,0	74,8	78,0	80,4	82,2	83,6	84,2	84,8

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $7,73 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $13,85 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,8 \%$
 VEL. SUP. = $55,14 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $86,5 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	7,0	9,5	10,5	9,5	10,0	9,0	10,0	9,0	9,5	9,0
x (%)	6,8	28,6	51,0	64,6	71,6	75,6	78,4	81,2	83,8	84,9	86,0

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $8,60 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $15,60 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $85,5 \%$
 VEL. SUP. = $62,05 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $84,7 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	3,5	9,0	10,5	10,0	10,5	9,5	10,5	10,0	10,0	9,0
x (%)	2,6	10,2	31,3	52,6	63,6	70,2	75,2	79,3	81,3	82,3	83,9

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = $9,36 \text{ ml/s}$
 VAZÃO MOLAR = $17,28 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $84,4\%$
 VEL. SUP. = $68,59 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $84,0\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	2,5	3,5	3,5	7,0	11,0	10,0	12,5	12,5	12,5	12,5
x (%)	0,4	4,0	15,2	33,6	57,0	64,1	71,3	76,7	80,0	81,8	83,2

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: L/D = 2,44
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $11,35 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $78,0\%$
 VEL. SUP. = $31,74 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $77,6\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	2,5	3,5	5,0	5,0	5,5	5,5	7,0	6,5	6,5	6,5
x (%)	6,0	13,5	24,3	36,8	44,2	58,4	67,1	71,5	75,0	76,5	77,6

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: L/D = 4,33
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $11,38 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $81,8\%$
 VEL. SUP. = $36,45 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $80,7\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	4,5	5,5	6,0	6,5	7,0	7,0	8,0	7,0	7,0	7,0
x (%)	11,7	25,5	41,5	53,8	63,1	71,2	73,4	75,6	77,5	79,4	80,0

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: L/D = 6,60
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $10,81 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $82,5\%$
 VEL. SUP. = $38,07 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $82,4\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	4,5	5,5	6,5	6,5	7,5	7,0	7,5	7,0	7,0	7,0
x (%)	14,3	28,5	42,0	54,1	63,8	73,0	75,3	76,1	77,4	80,4	81,3

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 8,30$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $11,69 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 83,6 %
 VEL. SUP. = 41,44 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 83,3 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	5,0	5,5	7,0	7,0	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5
x (%)	13,8	29,7	42,5	54,7	63,6	73,4	76,9	79,3	80,6	81,5	82,5

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 9,96$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $11,69 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 84,2 %
 VEL. SUP. = 42,05 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 83,9 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	5,5	6,0	7,0	7,0	7,0	7,0	8,0	7,0	7,0	7,0
x (%)	16,3	33,5	50,7	62,6	73,5	74,9	77,2	80,3	81,6	82,3	83,3

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 17,62$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $10,86 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,1 %
 VEL. SUP. = 40,90 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 84,2 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	6,0	7,0	8,0	7,5	7,5	7,0	7,5	7,0	7,5	7,5
x (%)	18,5	36,2	50,8	72,1	75,4	77,9	79,2	80,0	81,2	82,1	84,3

PRATO TIPO: II $\phi = 11,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 32,42$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $11,52 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,8 %
 VEL. SUP. = 44,43 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,3 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	5,0	7,0	8,0	7,5	8,0	7,5	8,0	7,5	7,5	7,5
x (%)	19,5	39,7	54,3	65,1	73,2	76,7	78,9	80,4	81,5	82,5	84,5

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $4,76 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $8,88 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $83,8\%$
 VEL. SUP. = $35,01 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $83,4\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,0	1,0	1,0	1,5	2,0	2,0	2,0	2,0	2,5	2,0	2,0
x (%)	33,3	44,5	52,0	62,5	68,1	72,1	75,9	78,6	80,6	81,8	82,7

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $5,40 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $9,88 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $84,5\%$
 VEL. SUP. = $39,26 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $84,2\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	2,0	2,0	2,5	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	2,5
x (%)	35,6	48,0	57,2	63,6	69,2	73,7	76,7	79,0	80,9	82,6	83,5

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $5,86 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $10,77 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $84,6\%$
 VEL. SUP. = $42,77 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $84,2\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	2,5	3,0	3,5	3,5	3,5	3,5	4,0	3,5	3,5	3,5
x (%)	30,5	45,7	58,8	65,9	71,1	74,6	77,4	79,3	80,7	82,1	83,4

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $6,96 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $12,91 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $83,6\%$
 VEL. SUP. = $51,20 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $83,6\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	4,0	4,5	5,0	5,0	6,0	5,5	5,5	5,5	6,0	4,0
x (%)	29,8	45,7	57,9	64,6	69,3	73,2	76,3	78,4	80,1	81,4	82,3

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 3,60 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $15,47 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,0 %
 VEL. SUP. = 61,58 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,5 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	5,0	6,0	7,0	6,5	7,0	6,5	7,0	6,5	7,0	6,0
x (%)	20,9	43,5	58,4	67,2	72,8	76,3	78,7	80,8	82,6	83,9	84,7

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 9,90 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $17,89 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,0 %
 VEL. SUP. = 71,43 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,6 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,0	6,0	7,5	8,0	7,0	8,0	8,0	8,0	7,5	8,0	7,0
x (%)	11,2	31,7	53,7	65,4	72,3	76,3	79,0	81,1	82,7	83,8	85,0

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 11,25 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $20,24 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,1 %
 VEL. SUP. = 80,56 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,4 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,0	3,0	4,0	8,5	8,5	9,5	9,5	9,5	9,5	8,5	8,0
x (%)	1,8	10,9	35,2	58,8	68,8	74,6	78,2	80,6	82,4	83,6	84,6

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 12,73 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $23,10 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 84,3 %
 VEL. SUP. = 91,86 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 83,6 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,0	3,5	3,5	6,0	10,5	11,0	11,0	12,0	12,5	12,0	12,0
x (%)	2,0	4,4	10,8	32,8	55,1	67,5	74,5	78,0	80,0	81,2	82,5

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 2,90$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $15,13 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 83,2 %
 VEL. SUP. = 44,68 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 83,2 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	3,0	4,5	5,5	5,0	6,0	5,5	6,5	6,5	7,0	5,5
x (%)	6,5	15,7	30,9	48,0	58,6	66,8	73,2	75,8	78,2	80,1	82,1

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 4,18$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $15,06 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,8 %
 VEL. SUP. = 48,32 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,3 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,5	5,5	6,5	6,0	6,5	5,5
x (%)	8,4	24,8	38,4	53,7	66,7	71,7	76,3	79,6	81,9	83,8	84,6

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 9,50$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $15,24 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,4 %
 VEL. SUP. = 54,98 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 84,9

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	4,5	5,0	6,0	6,5	7,0	6,5	7,0	6,5	7,0	6,0
x (%)	12,1	31,7	51,8	65,7	73,8	76,6	80,3	82,1	83,0	83,7	84,5

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 16,66$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $16,02 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 85,5 %
 VEL. SUP. = 60,22 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,5 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	4,5	6,0	6,5	6,5	7,0	6,5	7,0	6,5	6,5	6,5
x (%)	13,7	35,2	57,2	65,8	73,9	76,9	79,4	81,2	82,9	84,0	84,6

PRATO TIPO: III $\phi = 14,9\%$ RAZÃO DE REFLUXO: L/D = 26,36
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $16,11 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,8 %
 VEL. SUP. = 60,18 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 86,8 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	5,5	6,5	7,0	6,5	7,0	7,0	7,0	6,5	6,5	6,5
x (%)	20,3	44,0	58,6	67,5	73,8	75,9	77,2	81,2	82,8	84,2	86,0

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 6,43 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $11,62 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,3 %
 VEL. SUP. = 46,22 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,8 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,0	1,5	1,5	2,0	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5
x (%)	32,2	40,8	51,7	63,5	71,0	75,4	78,7	81,0	82,9	84,1	84,9

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 8,76 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $15,76 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,5 %
 VEL. SUP. = 62,73 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 86,1 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	3,0	3,5	4,0	4,0	4,0	4,0	4,0	3,5	3,5	3,5
x (%)	30,5	50,4	63,9	70,9	75,2	78,1	80,3	82,2	83,6	84,5	85,4

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 11,26 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $20,26 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,0 %
 VEL. SUP. = 80,63 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,6 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	4,5	5,5	7,0	6,5	7,0	7,0	7,0	6,5	5,0	5,0
x (%)	20,6	47,4	63,1	71,0	75,3	78,4	80,4	81,9	83,2	84,3	85,1

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = 13,40 ml/s
 VAZAO MOLAR = $24,01 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,5 %
 VEL. SUP. = 95,9 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 86,0 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	4,0	6,5	8,5	7,5	8,5	8,0	9,0	9,0	7,5	7,0
x (%)	15,0	38,4	57,2	67,1	73,2	77,0	79,4	81,4	83,0	84,1	85,2

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = 14,53 ml/s
 VAZAO MOLAR = $26,03 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,0 %
 VEL. SUP. = 103,65 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 85,4 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	5,0	7,0	8,0	8,5	9,0	9,0	10,0	9,5	8,0	8,0
x (%)	8,3	20,5	48,6	63,0	72,0	76,8	80,3	82,1	83,2	84,0	84,9

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = 15,40 ml/s
 VAZAO MOLAR = $30,02 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 84,5 %
 VEL. SUP. = 119,25 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 84,0 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	4,0	6,0	7,5	9,5	10,5	10,0	11,5	12,0	11,0	10,0
x (%)	2,5	8,0	20,8	44,2	62,2	69,6	74,7	78,4	80,3	81,4	82,9

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4$ RAZAO DE REFLUXO: L/D = 4,90
 VAZAO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $20,54 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 82,5 %
 VEL. SUP. = 67,18 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 81,7 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,0	3,0	3,5	3,5	4,5	4,0	4,0	4,5	4,0	4,5
x (%)	18,1	39,3	50,4	62,5	65,7	68,3	73,0	78,0	78,0	80,1	80,5

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: L/D = 6,86
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $21,69 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 84,2 %
 VEL. SUP. = 75,21 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 84,0 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	4,0	5,0	4,5	4,0	5,0	4,5	4,0	4,5	4,5	4,5
x (%)	20,3	38,8	55,8	64,3	71,1	69,2	75,9	79,3	81,2	83,3	84,0

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: L/D = 13,97
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $22,02 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 84,6 %
 VEL. SUP. = 81,38 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 84,1%

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,5	4,5	5,0	4,5	5,0	4,5	5,5	5,5	5,0	5,0
x (%)	19,2	38,4	52,3	64,1	70,8	73,2	74,9	76,6	81,7	82,3	83,4

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: L/D = 22,60
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $21,23 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 87,1 %
 VEL. SUP. = 80,71 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 86,5 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	4,5	5,5	6,0	6,0	6,0	6,0	5,5	6,0	4,5	4,5
x (%)	20,6	40,2	55,0	66,4	74,7	79,0	81,3	82,9	84,6	84,6	85,7

PRATO TIPO: IV $\phi = 18,4\%$ RAZÃO DE REFLUXO: L/D = 31,75
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $23,37 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 87,0 %
 VEL. SUP. = 86,27 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = 86,3 %

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	4,0	4,5	6,0	5,5	5,5	6,0	5,5	6,5	5,0	4,5
x (%)	20,3	41,9	57,2	71,1	76,2	79,4	81,8	83,4	84,4	85,0	85,8

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $8,06 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $14,75 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $85,3 \%$
 VEL. SUP. = $58,83 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $84,4 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	-	-	1,0	1,5	1,5	2,0	2,0	2,5	2,5	2,5	2,5
x (%)	-	-	51,1	57,2	66,6	71,5	75,9	78,0	81,2	82,3	83,4

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $9,26 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $16,52 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,6 \%$
 VEL. SUP. = $65,81 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $86,0 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,0	1,5	2,0	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5
x (%)	32,1	52,2	61,7	68,2	71,9	78,5	81,2	82,7	84,0	85,1	85,4

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $10,40 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $18,71 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,4 \%$
 VEL. SUP. = $74,47 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $85,8 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	2,5	2,5	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0
x (%)	31,7	45,5	55,7	65,7	72,0	76,5	79,3	81,2	82,8	84,3	85,9

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5 \%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $13,17 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $23,87 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,8 \%$
 VEL. SUP. = $94,31 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $86,3 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,0	3,5	4,0	5,5	5,0	5,5	5,0	5,0	4,5	4,5
x (%)	29,4	47,4	58,6	65,7	72,8	79,0	81,2	82,7	83,6	84,3	85,0

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $15,12 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $27,91 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,1\%$
 VEL. SUP. = $109,64 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $85,4\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	4,0	5,0	5,5	6,0	5,5	5,5	5,0	5,5	5,0	5,0
x (%)	20,9	39,3	51,7	63,3	72,0	75,9	76,9	80,1	82,1	83,6	84,9

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $16,40 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $29,51 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,2\%$
 VEL. SUP. = $117,44 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $85,7\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	3,0	5,0	7,5	7,5	7,0	7,0	8,0	7,5	7,0	5,5
x (%)	20,9	39,3	51,7	63,3	70,8	75,2	78,4	80,6	82,4	83,8	84,8

PRATO TIPO: V $\phi = 223,5\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $19,46 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $35,01 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,0\%$
 VEL. SUP. = $139,35 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $85,6\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,5	4,0	8,0	8,0	8,0	8,0	8,5	9,0	8,0	7,5
x (%)	10,0	20,5	42,1	56,7	67,6	74,0	78,1	80,6	82,4	83,7	84,8

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMÉTRICA = $22,79 \text{ ml/s}$
 VAZAO MOLAR = $40,83 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$ COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,0\%$
 VEL. SUP. = $162,58 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $86,0\%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	3,0	3,5	9,5	11,0	10,5	10,5	10,5	11,0	11,5	11,0
x (%)	4,3	12,4	27,9	45,5	61,2	71,6	77,1	80,1	82,6	83,8	84,6

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 3,46$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $25,35 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $81,5 \%$
 VEL. SUP. = $77,03 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $80,3 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	3,0	3,0	3,5	3,5	3,5	3,5	4,0	3,5	3,5	3,5
x (%)	6,5	18,8	35,0	46,2	59,4	64,9	69,2	72,4	73,9	76,9	79,0

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 6,93$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $24,70 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,2 \%$
 VEL. SUP. = $86,29 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $85,7 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	3,0	3,0	3,0	3,5	4,0	3,5	4,0	3,5	4,0	4,0
x (%)	18,1	38,8	50,4	59,4	65,7	70,1	73,0	80,1	82,4	84,4	85,8

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 13,78$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $25,67 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $83,8 \%$
 VEL. SUP. = $94,92 \text{ cm/s}$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $83,2$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,5	3,0	3,5	3,5	3,5	4,0	4,5	4,0	4,0	4,5
x (%)	14,0	35,6	51,5	58,4	64,8	71,2	74,9	77,3	79,4	81,7	82,6

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 22,49$
 VAZÃO MOLAR DO VAPOR NO TOPO = $2,86 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $85,1 \%$
 VEL. SUP. = $102,75$ COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $84,9$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,0	3,5	5,0	4,0	4,0	5,0	5,0	4,5	4,5	4,5
x (%)	24,1	42,4	50,8	62,5	70,1	73,0	76,3	78,8	81,1	83,2	84,4

PRATO TIPO: V $\phi = 23,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: L/D = 37,40
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $27,40 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 87,0 %
 VEL. SUP. = 106,93 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO N° 12 = 86,5 %

PRATO N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,0	3,5	4,0	4,0	4,5	5,0	4,5	5,0	5,0	5,0
x (%)	21,9	41,9	53,7	66,9	73,7	76,6	80,5	82,7	84,1	85,3	86,0

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 10,65 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $19,00 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,0 %
 VEL. SUP. = 75,69 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO N° 12 = 86,0 %

PRATO N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	2,0	2,5	2,5	2,5	2,5	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0
x (%)	29,8	47,4	57,5	66,9	72,3	76,3	79,6	82,0	83,6	84,9	85,2

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 13,60 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $24,47 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,2 %
 VEL. SUP. = 97,39 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO N° 12 = 86,0 %

PRATO N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	3,0	3,0	3,5	3,5	4,0	3,5	3,5	3,5	3,5	4,0
x (%)	30,9	48,0	58,6	67,5	72,8	76,3	79,4	82,1	83,6	84,4	85,3

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: total
 VAZÃO VOLUMÉTRICA = 16,60 ml/s
 VAZÃO MOLAR = $29,87 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = 86,4 %
 VEL. SUP. = 118,87 cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO N° 12 = 86,1 %

PRATO N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,5	3,5	4,0	4,0	4,5	3,5	4,0	4,0	4,0	4,0
x (%)	29,8	41,9	55,7	64,9	71,1	75,3	78,9	81,6	83,5	84,6	85,4

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMETRICA = 20,16 ml/s
 VAZAO MOLAR = $36,27 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSICAO MOLAR NO TOPO = 86,0
 VEL. SUP. = 144,36 cm/s COMPOSICAO NO PRATO N° 12 = 85,1 %

PRATO N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	3,5	4,5	4,5	5,0	5,0	5,5	5,5	5,0	5,0	5,0
x (%)	26,1	44,5	57,2	66,8	72,0	75,9	78,7	80,6	82,0	83,0	84,0

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMETRICA = 23,00 ml/s
 VAZAO MOLAR = $41,92 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSICAO MOLAR NO TOPO = 85,8
 VEL. SUP. = 166,68 cm/s COMPOSICAO NO PRATO N° 12 = 85,4 %

PRATO N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	3,5	4,5	5,0	6,0	7,0	6,5	7,0	7,0	7,0	6,5
x (%)	23,4	40,8	51,7	64,1	70,4	74,9	78,0	80,5	82,1	83,5	84,6

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMETRICA = 26,10 ml/s
 VAZAO MOLAR = $47,99 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSICAO MOLAR NO TOPO = 84,0 %
 VEL. SUP. = 190,52 cm/s COMPOSICAO NO PRATO N° 12 = 83,8 %

PRATO N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,5	4,0	4,5	5,0	7,0	8,0	7,5	7,5	8,5	8,5	7,5
x (%)	17,3	38,4	54,4	63,8	70,0	74,4	77,9	79,8	81,2	82,2	83,1

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5\%$ RAZAO DE REFLUXO: total
 VAZAO VOLUMETRICA = 30,54 ml/s
 VAZAO MOLAR = $56,65 \cdot 10^{-2}$ mol/s COMPOSICAO MOLAR NO TOPO = 84,2 %
 VEL. SUP. = 224,67 cm/s COMPOSICAO NO PRATO N° 12 = 83,4 %

PRATO N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	2,5	3,0	3,5	7,0	8,5	9,0	9,5	10,0	10,5	10,0
x (%)	5,0	22,5	42,5	58,1	67,3	73,3	77,0	79,4	81,2	82,1	82,9

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 2,51$

VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $36,29 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$

COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $72,4 \%$

VEL. SUP. = $100,00 \text{ cm/s}$

COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $71,7 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,0	-	1,5	3,0	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	4,0	3,5
x (%)	4,4	-	8,4	17,0	29,8	40,3	50,4	57,2	63,4	67,6	69,2

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 4,27$

VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $38,92 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$

COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $76,3 \%$

VEL. SUP. = $123,70 \text{ cm/s}$

COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $75,2 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,0	1,0	2,5	3,0	3,5	4,0	4,0	4,0	4,0	4,5	4,0
x (%)	4,4	7,8	20,6	30,9	44,5	51,7	59,6	64,1	67,5	72,4	74,8

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 5,65$

VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $35,67 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$

COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $81,2 \%$

VEL. SUP. = $120,04 \text{ cm/s}$

COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $80,6 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	1,5	2,5	3,5	3,5	4,0	4,0	4,0	4,0	4,5	4,5	4,0
x (%)	7,4	20,9	36,5	50,4	57,2	63,3	67,5	72,2	74,3	76,8	80,1

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 10,81$

VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $37,04 \cdot 10^{-2} \text{ mol/s}$

COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $85,1 \%$

VEL. SUP. = $134,88 \text{ cm/s}$

COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $84,6 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	2,5	3,0	3,5	3,5	4,0	4,5	4,0	4,5	4,0	4,5	4,0
x (%)	15,5	34,3	47,3	56,8	63,1	67,9	73,7	74,1	80,1	82,6	84,4

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 15,75$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $38,1 \cdot 10^{-2}$ Mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $83,4 \%$
 VEL. SUP. = $148,12$ cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $82,7 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,0	3,0	4,5	4,5	5,5	5,0	5,0	5,5	5,0	5,0
x (%)	15,5	34,7	50,4	58,6	63,3	67,2	72,0	75,5	80,9	82,1	82,9

PRATO TIPO: VI $\phi = 28,5 \%$ RAZÃO DE REFLUXO: $L/D = 23,28$
 VAZÃO MOLAR DE VAPOR NO TOPO = $38,71 \cdot 10^{-2}$ mol/s
 COMPOSIÇÃO MOLAR NO TOPO = $86,0 \%$
 VEL. SUP. = $145,91$ cm/s COMPOSIÇÃO NO PRATO Nº 12 = $85,3 \%$

PRATO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H (cm)	3,0	3,5	3,0	3,5	4,5	4,0	4,5	5,0	4,5	4,5	4,5
x (%)	23,4	40,3	55,0	62,5	66,6	72,0	76,8	81,0	83,2	84,1	84,6

NOMENCLATURA

a = área interfacial por unidade de volume

D = diâmetro da coluna (cm)

d = diâmetro dos orifícios (cm)

d_e = diâmetro equivalente (mm)

E_{og} = eficiência pontual para fase gasosa ou vapor

EF_{mv} = eficiência de Murphy para fase gasosa ou vapor

F_r = número adimensional de Froud

G^* = vazão mássica de gás ($\text{kg/m}^2 \text{ h}$)

G = vazão mássica de gás (kg/h)

g = aceleração da gravidade (cm/s)

H = altura da dispersão (cm) ou (m)

h = altura do líquido claro retido sobre o prato (m)

K_g = coeficiente global de transferência de massa gasoso

K_L = coeficiente global de transferência de massa líquido

L = vazão molar da fase líquida (moles/s)

$L^{*'} =$ vazão mássica de líquido ($\text{kg/m}^2 \text{ h}$)

L^* = vazão mássica de líquido (kg/h)

N_{og} = número de unidades de transferência da fase gasosa

R = espaçamento de pratos (cm) ou (m)

T = espessura dos pratos (cm) ou (mm)

V^* = vazão mássica de vapor (kg/m h)

V = vazão molar de vapor (moles/s)

v = velocidade superficial (m/s) ou (cm/s)

$v_{\max}$ = velocidade superficial máxima (cm/s)

$v_{\min}$ = velocidade superficial mínima (cm/s)

v_{os} = velocidade superf. de início de oscilações (m/s)

v_o = velocidade do gás no orifício (cm/s)

x, y = composição molar do etanol no líquido e vapor

XV = composição volumétrica de etanol na fase líquida

ΔP = queda de pressão total

ρ_g, ρ_L = massa específica do vapor e líquido (g/cm)

μ_L = viscosidade do líquido (g/cm.s)

μ_{H_2O} = viscosidade da água (g/cm.s)

ϕ = área livre do prato (área dos orifícios/área do prato)

σ = tensão superficial do líquido (dynas/cm)

ϵ = porosidade da dispersão