



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

OTIMIZAÇÃO DE UMA UNIDADE DE *AIR*
***STRIPPING* PARA REMOVER *BTEX* DE ÁGUAS**
RESIDUÁRIAS

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

Autora: **Consuelo Cristina Gomes Silva**

Orientador: **Prof. Dr. Reginaldo Guirardello**

Campinas - SP

Agosto / 2004

Dedico

À minha mãe Francina

AGRADECIMENTOS

Agradeço:

A DEUS;

À minha família;

À Celina;

À pessoas maravilhosas que encontrei nesta fase da minha vida: Danieli, Mariana e Laura;

À minha sempre especial “Bene”, pela amizade, pelo carinho e pelo apoio dedicados a mim;

Ao meu orientador Prof. Reginaldo Guirardello;

A uma pessoa incrível que eu tive o prazer de conviver no LSOPQ, Alexandre;

Ao Gustavo pela amizade, carinho e paciência que sempre me dedicou, nos momentos mais difíceis do desenvolvimento desta dissertação;

Ao Ivan;

À agência de fomento CAPES pelo apoio financeiro.

"Há homens que lutam um dia e são bons. Há outros que lutam um ano e são melhores. Há os que lutam muitos anos e são muito bons. Mas há os que lutam toda a vida e estes são impescidíveis"

Bertold Brecht

"Pouco conhecimento faz que as criaturas se sintam orgulhosas, muito conhecimento faz com se sintam humildes, é assim que as espigas sem grãos erguem desdenhosamente a cabeça para o céu, enquanto que as cheias as abaixam para a terra, sua mãe"

Leonardo Da Vinci

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	VIII
LISTA DE TABELAS	X
RESUMO	XV
ABSTRACT	XVI
NOMENCLATURA	XVII
CAPÍTULO 1	1
1- INTRODUÇÃO	1
1.1- OBJETIVO	2
1.2- APRESENTAÇÃO DA DISSERTAÇÃO	2
CAPÍTULO 2	4
2- REVISÃO DA LITERATURA	4
2.1- BTEX – BENZENO, TOLUENO, ETILBENZENO E XILENOS	4
2.2-COMPORTAMENTO DO BTEX EM MEIOS AQUÁTICOS	6
2.3-AIR STRIPPING	6
2.3.1- CONDIÇÕES PARA O USO DO <i>AIR STRIPPING</i>	7
2.3.2- VANTAGENS PARA O USO DO <i>AIR STRIPPING</i>	8
2.3.3- DESVANTAGENS PARA O USO DO <i>AIR STRIPPING</i>	8
2.3.4 - CUSTOS COM EQUIPAMENTOS E EFICIÊNCIA	8
2.3.5- APLICAÇÃO DO <i>AIR STRIPPING</i>	8
2.4- COLUNA DE PRATOS	9
2.4.1- PROJETO HIDRÁULICO	12
2.4.1.3- Projeto de Bandejas Perfuradas e a Influência de Parâmetros Mecânicos	26
2.5- DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS AUXILIARES	42

2.6- AVALIAÇÃO DO CUSTO DA UNIDADE DE AIR STRIPPING	45
<u>CAPÍTULO 3</u>	<u>49</u>
3.1- CONSIDERAÇÕES INICIAIS	49
3.2- DETERMINAÇÃO DO NÚMERO DE PRATOS PERFURADOS DA COLUNA	55
3.3 – CONFIGURAÇÃO DA BANDEJA E CÁLCULO DO DIÂMETRO DA COLUNA	58
3.4 – DETERMINAÇÃO DA PERDA DE CARGA NAS BANDEJAS	63
3.4.1 - PROJETO COMPLEMENTAR DO VERTEDOURO	65
3.5 - ÁREA PERFURADA E CARACTERIZAÇÃO DO REGIME DE FLUXO	66
3.6 - RESTRIÇÕES OPERACIONAIS À COLUNA PROJETADA	72
3.7 - DETERMINAÇÃO DA POTÊNCIA REQUERIDA PARA O TRANSPORTE DE FLUIDOS NO SISTEMA	74
3.7.1 – DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO DA ÁGUA CONTAMINADA	76
3.7.2 – DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE AERAÇÃO DA COLUNA	81
3.8 – ESTABELECIMENTO DA FUNÇÃO OBJETIVO A SER OTIMIZADA	87
<u>CAPÍTULO 4</u>	<u>93</u>
4.1 - OTIMIZAÇÃO	93
4.2 - OTIMIZAÇÃO DO MODELO PROPOSTO	94
4.3 – PROGRAMAÇÃO MATEMÁTICA	98
4.3.1 – PROGRAMAÇÃO NÃO LINEAR	98
4.3.2 – PROGRAMAÇÃO INTEIRA E MISTA	99
4.3.3 - FORMULAÇÃO MATEMÁTICA DE UM PROBLEMA DE OTIMIZAÇÃO	100
4.4- O PACOTE COMPUTACIONAL GAMS	103
4.4.1- RESOLUÇÃO DE PROBLEMAS DE PROGRAMAÇÃO NÃO-LINEAR PELO GAMS	105
<u>CAPÍTULO 5</u>	<u>108</u>
5.1- ESTUDO DE CASO 1: MISTURAS BINÁRIAS (1 COMPOSTO AROMÁTICO + ÁGUA)	109
5.1.1- IMPLEMENTAÇÃO NO GAMS	109

5.1.2 - DISCUSSÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS	111
5.2- ESTUDO DE CASO 2: MISTURAS CONTENDO 4 COMPOSTOS AROMÁTICOS E ÁGUA	127
5.2.1- IMPLEMENTAÇÃO NO GAMS	127
5.2.2 - DISCUSSÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS	128
5.2.3 - OBSERVAÇÕES RELEVANTES	142
5.3- ESTUDO DE CASO 3: MISTURAS CONTENDO 06 COMPOSTOS AROMÁTICOS E ÁGUA	143
5.3.1- IMPLEMENTAÇÃO NO GAMS	144
5.3.2 - DISCUSSÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS	144
5.4- OBSERVAÇÕES GERAIS	147
<u>CAPÍTULO 6</u>	<u>149</u>
6.1- PRINCIPAIS CONCLUSÕES DA PESQUISA REALIZADA	149
6.2- SUGESTÕES PARA FUTURAS PESQUISAS NESTA ÁREA	150
<u>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</u>	<u>151</u>
<u>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS - INTERNET</u>	<u>163</u>
<u>ANEXO 1 – RECOMENDAÇÕES DE PROJETO PARA COLUNAS DE PRATOS</u>	<u>165</u>
<u>ANEXO 2 – RECOMENDAÇÕES DE INSTALAÇÃO E DE PROJETO PARA SISTEMAS QUE TRANSPORTAM FLUIDOS</u>	<u>174</u>
<u>ANEXO 3 – RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES EFETUADAS PARA VARIÁVEIS DE INTERESSE SELECIONADAS</u>	<u>179</u>
<u>ANEXO 4 - CARVÃO ATIVADO</u>	<u>220</u>

LISTA DE FIGURAS

Figura 2. 1 – Principais tipos de perfis de fluxo em colunas de pratos	13
Figura 2.2 – Modelo hidráulico clássico para bandejas	14
Figura 2.3 – Condições estáveis de operação em colunas de pratos	15
Figura 2.4 – Bandeja inundada	17
Figura 2.5 – Tipos de regime de fluxo em operações de colunas de pratos	23
Figura 2.6 – Perda de carga total em bandejas perfuradas. Aqui h_t representa a perda de carga total, h_l a perda de carga devido à presença da massa aerada e, h_f a altura efetiva da espuma	31
Figura 3.1 – Unidade Considerada	51
Figura 3.2 – Esquemas mostrando as correntes de entrada e saída na coluna e composições numa bandeja n	56
Figura 3.3 – Possíveis configurações existentes para vertedouros e diques de contenção – Fonte: BARNIKI e DAVIS (1989a)	59
Figura 3.4 – Seção transversal de uma bandeja com passagem única da corrente líquida e vertedouro segmentado reto com dique de contenção na saída	59
Figura 3.4 – Esquema da unidade de stripping	75
Figura 3.6 – Esquema da linha de fornecimento de ar para a coluna de stripping	83
Figura 5.1 – Variação do Fator de Stripping ótimo com a Constante de Henry dos Compostos estudados	120
Figura 5.2 – Variação da vazão volumétrica de ar requerida com a Constante de Henry dos Compostos estudados	120
Figura 5.3 – Variação da altura requerida para a coluna de stripping com a Constante de Henry dos Constantes estudados	121
Figura 5.4 – Variação do custo da coluna com a Constante de Henry dos Compostos estudados	122
Figura 5.5 – Variação da potência requerida pela bomba com a Constante de Henry dos Compostos estudados	123
Figura 5.6 – Variação do custo da bomba com a Constante de Henry dos Compostos estudados	123
Figura 5.7 – Variação da potência requerida pelo soprador com a Constante de Henry dos Compostos estudados	124

Figura 5.8 – Variação do custo total do soprador com a Constante de Henry dos Compostos estudados _____	125
Figura 5.9 – Variação do custo operacional com a Constante de Henry dos Compostos estudados _____	125
Figura 5.10 – Variação do custo fixo da unidade de stripping com a Constante de Henry dos Compostos estudados _____	126
Figura 5.11 – Variação do fator de stripping com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	135
Figura 5.12 – Variação da vazão volumétrica de ar requerida com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	135
Figura 5.13 – Variação da altura da coluna de stripping com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	136
Figura 5.14 – Variação do custo da coluna de stripping com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	137
Figura 5.15 – Variação da potência requerida pela bomba com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	138
Figura 5.16 – Variação do custo da bomba com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	139
Figura 5.17 – Variação da potência requerida pelo soprador com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	139
Figura 5.18 – Variação do custo total de aquisição do soprador com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	140
Figura 5.19 – Variação do custo operacional com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	141
Figura 5.20 – Variação do custo fixo total da unidade de stripping com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa _____	142

LISTA DE TABELAS

Tabela: 2.1 Características dos Compostos Aromáticos _____	5
Tabela: 2.2 – Parâmetros mecânicos e seus efeitos no projeto de colunas_____	27
Tabela: 3.1 – BTEX dados físico-químicos _____	52
Tabela: 3.2 – Principais considerações iniciais para o projeto _____	53
Tabela: 3.3 – Considerações assumidas na determinação do número de pratos	55
Tabela: 3.4 – Limites estabelecidos para descarte _____	73
Tabela: 3.5 – Considerações da Figura 3.5, distâncias entre equipamentos _____	75
Tabela: 3.6 – Considerações da Figura 3.4, pressão e cota nos locais de interesse _____	76
Tabela: 3.7 – Valores admitidos para o sistema em estudo (linha de sucção)____	79
Tabela: 3.8 – Valores admitidos para o sistema em estudo (linha de recalque) _	79
Tabela: 3.9 – Composição do custo fixo total_____	89
Tabela: 5.1- Principais informações sobre os estudos de casos considerados _	108
Tabela: 5.2 – Resultados obtidos para o Benzeno (H = 187,0 atm)_____	113
Tabela: 5.3 – Resultados obtidos para o Tolueno (H = 207,0 atm) _____	114
Tabela: 5.4 – Resultados obtidos para o Etilbenzeno (H = 232,0 atm) _____	115
Tabela: 5.5 – Resultados obtidos para o O-Xileno (H = 137,0) _____	116
Tabela: 5.6 – Resultados obtidos para o M-Xileno (H = 207,0 atm)_____	117
Tabela: 5.7 – Resultados obtidos para o P-Xileno (H = 189,0 atm) _____	118
Tabela: 5.8 – Resultados obtidos (Custo Fixo, $\Delta P_{max} = 5\text{mmHg}$)_____	131
Tabela: 5.9 – Resultados obtidos (Custo Fixo, $\Delta P_{max} = 8\text{mmHg}$)_____	132
Tabela: 5.10 – Resultados obtidos (Custo Operacional, $\Delta P_{max} = 5 \text{ mmHg}$) ____	133
Tabela: 5.11 – Resultados obtidos (Custo Operacional, $\Delta P_{max} = 8 \text{ mmHg}$) ____	134
Tabela: 5.12 – Resultados obtidos para a Mistura com 06 Compostos _____	146

Tabela: A.1.1 – Espessura da bandeja t_f .	165
Tabela: A.1.2 – Número de passagens do líquido pela bandeja N_{pas} .	166
Tabela: A.1.3 – Proximidades ao choro F_w e à inundação F_f .	166
Tabela: A.1.4 – Comprimento do dique de contenção l_w .	167
Tabela: A.1.5 – Área total perfurada A_h .	167
Tabela: A.1.6 – Vão entre o vertedouro e a bandeja inferior d_{cl} .	168
Tabela: A.1.7 – Área do vertedouro A_d .	168
Tabela: A.1.8 – Espaço entre bandejas t_s .	169
Tabela: A.1.9 – Diâmetro da Coluna D_c .	169
Tabela: A.1.10 – Diâmetro das perfurações d_h .	170
Tabela: A.1.11 – Passo das perfurações l_p .	171
Tabela: A.1.12 – Perda de carga máxima admissível em pratos perfurados, ΔP_{max} .	171
Tabela: A.1.13 – Altura do dique de contenção h_w .	172
Tabela: A.1.14 – Tempo de residência no vertedouro.	173
Tabela: A.2.1 – Valores típicos para velocidades econômicas (m/s) em tubulações que transportam líquidos	177
Tabela: A.2.2 – Valores típicos para velocidades econômicas (m/s) em tubulações que transportam ar, gases e vapores	178
Tabela: A 3.1 – Estudo de Caso 1 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)	180
Tabela: A 3.2 – Estudo de Caso 1 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)	181
Tabela: A 3.3 – Estudo de Caso 1 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)	182
Tabela: A 3.4 – Estudo de Caso 1 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)	183

Tabela: A 3.5 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar) _____	184
Tabela: A 3.6 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 14$ ppm (molar) _____	185
Tabela: A 3.7 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 21$ ppm (molar) _____	186
Tabela: A 3.8 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 28$ ppm (molar) _____	187
Tabela: A 3.9 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar) _____	188
Tabela: A 3.10 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 14$ ppm (molar) _____	189
Tabela: A 3.11 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 21$ ppm (molar) _____	190
Tabela: A 3.12 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 28$ ppm (molar) _____	191
Tabela: A 3.13 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar) _____	192
Tabela: A 3.14 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 14$ ppm (molar) _____	193
Tabela: A 3.15 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 21$ ppm (molar) _____	194
Tabela: A 3.16 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 28$ ppm (molar) _____	195
Tabela: A 3.17 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar) _____	196

Tabela: A 3.18 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 14$ ppm (molar)	197
Tabela: A 3.19 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 21$ ppm (molar)	198
Tabela: A 3.20 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 28$ ppm (molar)	199
Tabela: A 3.21 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)	200
Tabela: A 3.22 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 14$ ppm (molar)	201
Tabela: A 3.23 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 21$ ppm (molar)	202
Tabela: A 3.24 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 28$ ppm (molar)	203
Tabela: A 3.25 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)	204
Tabela: A 3.26 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 14$ ppm (molar)	205
Tabela: A 3.27 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 21$ ppm (molar)	206
Tabela: A 3.28 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 28$ ppm (molar)	207
Tabela: A 3.29 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)	208
Tabela: A 3.30 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 14$ ppm (molar)	209

Tabela: A 3.31 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ = 0,30 e $X_o = 21$ ppm (molar)	EFM _____	210
Tabela: A 3.32 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ = 0,30 e $X_o = 28$ ppm (molar)	EFM _____	211
Tabela: A 3.33 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)	EFM _____	212
Tabela: A 3.34 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ = 0,60 e $X_o = 14$ ppm (molar)	EFM _____	213
Tabela: A 3.35 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ = 0,60 e $X_o = 21$ ppm (molar)	EFM _____	214
Tabela: A 3.36 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ = 0,60 e $X_o = 28$ ppm (molar)	EFM _____	215
Tabela: A 3.37 – Estudo de Caso 3 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ = 0,30 e $X_o = 10$ ppm (molar)	EFM _____	216
Tabela: A 3.38 – Estudo de Caso 3 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ = 0,60 e $X_o = 10$ ppm (molar)	EFM _____	217
Tabela: A 3.39 – Estudo de Caso 3 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 10$ ppm (molar)	_____	218
Tabela: A 3.40 – Estudo de Caso 3 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 10$ ppm (molar)	_____	219
Tabela: A.4.1: Aplicações do Carvão Ativo	_____	222
Tabela: A.4. 2 – Comportamento do Benzeno na Saída da Torre de Carvão Ativo	_____	225
Tabela: A.4. 3 - Comportamento da Pressão na Coluna de Carvão Ativo	_____	228

RESUMO

Com a busca constante pelo Desenvolvimento Sustentável, os órgãos ambientais estão demandando uma maior atenção à contaminação de recursos hídricos, provenientes de águas residuárias. As águas residuárias podem ser provenientes de descartes domésticos, industriais ou ainda pluviais.

Os compostos químicos causam danos à saúde e ao equilíbrio dos ecossistemas. Um caso particular e de interesse é o caso do BTEX (Benzeno, Tolueno, Etilbenzeno e os Xilenos), pois, estes compostos são solventes de uso industrial comum e são tóxicos à saúde humana, além de inviabilizarem a exploração de aquíferos por eles contaminados.

Nesta pesquisa, apresentamos uma configuração otimizada em termos de consumo energético e custo fixo para uma unidade de *Air Stripping* respeitando as restrições ambientais e operacionais, descrevendo e efetuando o projeto ótimo da unidade para a remoção de BTEX presente em águas residuárias, apresentando uma metodologia para elaboração de projetos de sistemas de tratamento, dimensionando bombas e sopradores, elaborando um projeto de colunas de pratos perfurados e estimando custos em plantas químicas. O modelo considerado nesta pesquisa foi desenvolvido por ALBUQUERQUE (2002).

Para a simulação da unidade de *Air Stripping*, usamos o pacote computacional GAMS (General Algebraic Modeling System), que é designado à construção e solução de modelos grandes e complexos de programação matemática. Para a otimização da unidade, trabalhamos com Programação Não – Linear e Programação Mista Inteira Não – Linear, a fim de minimizar o impacto resultante do lançamento destes poluentes e sua dispersão no meio ambiente. Os resultados indicam a remoção dos contaminantes em grau satisfatório para a unidade, além de atingirem os objetivos propostos.

Palavras Chave: *Air Stripping*, BTEX, Otimização, PNL, GAMS.

ABSTRACT

With the constant search for the Sustainable Development, the ambient agencies are demanding bigger attention to contamination of resources hídricos, proceeding from residuary waters. The residuary waters can be proceeding from domestic, industrial or still pluvial discardings.

Chemicals cause damages to the health and to the balance of ecosystems. A particular case of interest is the case of BTEX (Benzene, Toluene, Etilbenzene and the Xilenes), which are solvents of common industrial use and are toxic to the health human being, besides making impracticable the exploration of water-bearing or contaminated by them.

In this research we present an optimal configuration in terms of energy consumption and fixed cost for a unit of Air Stripping, describing and effecting the excellent project of the unit for the present removal of BTEX in residuary waters, presenting a methodology for elaboration of projects of treatment systems, design bombs and puffers, elaborating a project of perforateed plate columns and estimating costs in chemical plants. The model considered in this research was developed by ALBUQUERQUE (2002).

For the simulation of the unit of Air Stripping we use computational package GAMS (General Algebraic Modeling System) that it is assigned to the construction and solution a complex models of mathematical programming. For the optimization of the unit we work with Non Linear Programming and Integer Mixed Non Linear Programming, in order to minimize the resultant impact of the launching of these pollutants and its dispersion in the environment. The results indicate removal of the contaminates in satisfactory degree for the unit, besides reaching the objectives proposed in this work.

Keywords: *Air Stripping*, BTEX, Optimization, PNL, *GAMS*.

NOMENCLATURA

		Unidade
ψ	Fração de líquido arrastado pela corrente gasosa	-
ε	Rugosidade da tubulação	m
σ	Tensão superficial do líquido	mN/m
μ	Viscosidade	kg/(m s)
ρ	Densidade	kg/m ³
ϕ_{dc}	Densidade relativa média da espuma ou fator de aeração do vertedouro	-
ϕ_e	Fator de aeração ou densidade efetiva da espuma	-
$\Sigma Fric$	Perda total de atrito existente no percurso entre dois pontos de interesse nas linhas que transportam o líquido	m
$\Sigma Fric_{\rightarrow}$	Perda total de atrito existente no percurso entre dois pontos de interesse no trajeto realizado pelo ar	(m/s) ²
ΔP	Perda de carga numa bandeja	kPa
ΔP_{elim}	Perda de carga admitida no eliminador de névoa	kPa
ΔP_{max}	Perda de carga máxima admissível em pratos perfurados	mmHg
A_a	Área ativa ou de borbulhamento	m ²
A_{ap}	Área livre para fluxo de líquido na saída do vertedouro	m ²
A_d	Área ocupada por um vertedouro	m ²
A_f	Área fracional, razão entre a área perfurada total e a área ativa	-
A_h	Área total perfurada na bandeja	m ²
A_{hmax}	Máxima área perfurada permitida	m ²
A_{hmax1}	Máxima área perfurada estimada para a condição de choro da coluna	m ²
A_{hmin}	Mínima área perfurada permitida	m ²
A_{hmin1}	Mínima área perfurada estimada para a condição de inundação, provocada por acúmulo de líquido no vertedouro	m ²

A_{hmin2}	Mínima área perfurada estimada a partir da perda de carga máxima admissível durante a operação da coluna	m^2
A_{htrans}	Área perfurada que leva a bandeja e suas perfurações a operarem unicamente no regime de spray	m^2
A_n	Área reta da bandeja	m^2
A_t	Área transversal total da coluna	m^2
C_{ban}	Custo total das bandejas da coluna de stripping, incluindo eliminador de névoa	R\$
C_{bomb}	Custo da bomba centrífuga	R\$
C_{car}	Custo da carcaça da coluna de stripping	R\$
C_{col}	Custo de aquisição da coluna de stripping	R\$
CEP	CEP Cost Index para um determinado período	-
C_{Eq}	Custo total de aquisição dos equipamentos	R\$
C_f	Custo fixo direto	R\$
C_{fix}	Custo fixo total da unidade de stripping	R\$
C_{Msop}	Custo de aquisição do motor do soprador	R\$
C_o	Coeficiente de descarga ou coeficiente do orifício	-
COP	Custo operacional do sistema	R\$
C_{sb}	Parâmetro capacidade da coluna	-
C_{sbf}	Parâmetro capacidade da coluna na condição de inundação	-
C_{sop}	Custo de aquisição do soprador	R\$
D_c	Diâmetro da Coluna	m
d_{cl}	Vão entre o vertedouro e a bandeja inferior	m
d_h	Diâmetro das perfurações	m
D_{itub}	Diâmetro interno da tubulação	m
Dólar	Cotação do dólar em reais para julho de 2001	R\$
dP_{orif}	Perda de carga admitida numa placa de orifício	m

Ef	Eficiência dos equipamentos	-
EfM	Eficiência de Bandeja de Murphree	-
e _m	Arraste de partículas líquidas pela corrente gasosa	Kg/h
f _{at}	Fator de atrito	-
f _{ban}	Fator de correção para o número de bandejas	-
f _c	Fator de correção para as condições reais e padrão para o ar	-
F _f	Fator de ou proximidade à inundação	-
F _h	Fator Área Perfurada, fator de correção para a área perfurada na expressão de LYGEROS e MAGOULAS (1986)	-
Flex	Flexidade operacional da coluna de stripping	-
F _{LG}	Parâmetro de fluxo líquido-gás	-
F _{pl}	Percurso ou caminho de fluxo efetuado pelo líquido na bandeja	m
F _{ra}	Número de Froude baseado na área ativa	-
F _w	Fator de proximidade ao choro	-
g	Aceleração da gravidade	m/s ²
h _σ	Perda de pressão residual	m
h _{bc}	Altura de líquido acumulado no vertedouro	m
h _{bc}	Quantidade de líquido acumulada no vertedouro	m
h _{chord}	Largura do vertedouro	m
H _{col}	Altura da coluna de stripping	m
h _d	Perda de pressão da bandeja seca	m
h _{dmax1}	Perda de carga da bandeja seca na condição de inundação, provocada por acúmulo de líquido no vertedouro	m
h _{dmax2}	Perda de carga da bandeja seca calculada a partir da perda de carga máxima admissível durante a operação da coluna	m
h _{dmin}	Perda de carga da bandeja seca no ponto de choro da coluna	m
h _{do}	Perda de pressão da bandeja seca, sem a correção para o arraste do líquido pela corrente gasosa	m

H_j	Constante de Henry do componente j	atm
h_L	Perda de pressão devido à presença da massa aerada acima da bandeja, também chamada altura de líquido clarificado	m
h_t	Perda de pressão total na bandeja	m
h_{tmax1}	Perda de carga máxima causada por acúmulo excessivo de líquido no vertedouro em metros	m
h_{tmax2}	Perda de carga máxima admissível numa bandeja durante a operação da coluna em metros	m
h_{tmin}	Perda de carga mínima tolerável no ponto de choro da coluna em metros	m
h_{ud}	Perda de carga no vertedouro	m
h_w	Altura do dique de contenção	m
$IRes_j$	Inverso da fração residual do contaminante j na água tratada	-
K	Constante de velocidade para válvulas e demais acessórios de tubulações	-
L_{fix}	Comprimento equivalente total da tubulação	m
l_p	Passo das perfurações	m
L_{tr}	Comprimento total da tubulação de recalque da bomba	m
l_w	Comprimento do dique de contenção	m
MAS	Vazão mássica	kg/h
MM	Massa molar	kg/kmol
MOL	Vazão molar	kmol/h
N_{horas}	Número de horas trabalhadas por ano	h
N_p	Número de pratos da coluna de stripping	-
N_{pas}	Número de passagens do líquido pela bandeja	-
P	Pressão	Pa
Pot	Potência requerida por um equipamento auxiliar	W
p_s	Diferença de pressão ou altura estática a que está submetido o soprador	mca

P_{sat}	Pressão de saturação do componente mais volátil	Pa
p_v	Diferença de pressão ou altura de velocidade do soprador	mca
Q	Vazão volumétrica	m ³ /h
r	Razão entre a pressão na saída e na entrada do soprador	-
R\$/kWh	Preço do kWh	R\$
Re	Número de Reynolds	-
R_j	Fração residual do contaminante j presente na água tratada	-
S_j	Fator de stripping do contaminante j	atm
T	Temperatura	°C
t_s	Espaço entre bandejas	m
t_t	Espessura da bandeja	m
u_a	Velocidade da corrente gasosa ao passar na área ativa da bandeja	m/s
u_d	Velocidade de líquido admissível no vertedouro	m/s
u_{hmax1}	Velocidade máxima da corrente gasosa para a condição de inundação, provocada por acúmulo de líquido no vertedouro	m/s
u_{hmax2}	Velocidade máxima da corrente gasosa calculada a partir da perda de carga máxima admissível durante a operação da coluna	m/s
u_{hmin}	Velocidade mínima da corrente gasosa para a coluna no ponto de choro da coluna	m/s
u_{hw}	Velocidade mínima de gás que impede a passagem do líquido pelas perfurações da bandeja, determinada pela condição de choro	m/s
u_n	Velocidade da corrente gasosa ao atravessar a área reta da bandeja	m/s
u_{nf}	Velocidade máxima da corrente gasosa ao atravessar a área reta da bandeja, calculada em função da condição de inundação	m/s
v	Velocidade da corrente líquida	m/s
v_{tub}	Velocidade da corrente líquida na tubulação	m/s
x	Composição dos compostos voláteis na corrente líquida	ppm
$x_{N,j}$	Composição dos compostos voláteis na saída da coluna	ppm molar

$X_{Nmas,j}$	Composição dos compostos voláteis na saída da coluna	ppm mássico
$x_{o,j}$	Composição dos compostos voláteis na entrada da coluna	ppm molar
y	Composição de voláteis na corrente gasosa	-
$y_{1,j}$	Composição de voláteis na corrente gasosa na saída da coluna	ppm molar
z	Altura ou cota de um ponto de interesse em relação a um nível de referência	m
Δp	Perda de Carga	mmHg

CAPÍTULO 1

1- Introdução

Contexto

Atualmente os órgãos de controle ambiental, em busca do desenvolvimento sustentável, estão dispensando atenção especial à contaminação de recursos hídricos, oriundos de descartes de efluentes líquidos industriais.

A água é fundamental à vida, e por isso devemos poupá-la e, depois de usarmos, tratá-la para que regresse à natureza com o mínimo de efeitos poluentes possíveis. A água é um dos recursos naturais mais preciosos, cobrindo 71% da superfície terrestre, é indispensável à vida e desempenha um papel fundamental tanto ao nível das necessidades do nosso corpo (limpeza e alimentação), como do nosso bem estar psicológico (lagos, zonas marinhas e fluviais).

A água doce é um bem escasso, constitui apenas 3% de toda água existente no planeta (97% encontra-se nos oceanos), desses 3%, 2,997% encontra-se armazenada na Antártida, sob a forma de gelo.

Águas residuárias podem ser provenientes de descartes domésticos, industriais ou ainda pluviais – os descartes domésticos são emitidos por residências: estabelecimentos comerciais; instituições industriais: resultantes de linhas de processos industriais e os pluviais: águas de chuva. Essas águas apresentam diferentes composições: as domésticas uma importante porcentagem de matéria orgânica, as pluviais podem conter óleos, metais pesados e hidrocarbonetos dos carros (lixiviados das estradas), e as industriais podem apresentar uma enorme diversidade de poluentes, que varia conforme o tipo de indústria.

Sabemos que os efluentes líquidos são descartados em rios ou mares e para evitar que os mesmos fiquem poluídos, deve-se submetê-los a tratamento prévio em ETARS – Estações de Tratamento de Águas Residuárias. Além dos

parâmetros relevantes segundo a Legislação Ambiental, há ainda outros constituintes de águas residuárias que necessitam ser removidos, como os metais pesados (indústrias, minas), herbicidas e pesticidas (zonas agrícolas).

1.1- Objetivo

Este trabalho tem por objetivo apresentar a melhor configuração em termos de consumo energético e custo fixo para uma Unidade de *Air Stripping*, sendo necessário descrever e efetuar o projeto ótimo da Unidade para a remoção de BTEX (Benzeno, Tolueno, Etilbenzeno e Xilenos) presente em águas residuárias, satisfazendo as restrições ambientais e operacionais. Para a otimização utilizou-se Programação Não – Linear e Programação Mista Inteira Não – Linear, a fim de minimizar o impacto resultante do lançamento destes poluentes e sua dispersão no meio ambiente, apresentando uma metodologia para elaboração de projetos de sistemas de tratamento.

1.2- Apresentação da Dissertação

Esta dissertação está organizada em seis capítulos descritos a seguir:

Capítulo 2 – Revisão da Literatura

Apresentação e discussão da revisão literária sobre os assuntos envolvidos na dissertação:

BTEX – definição e comportamento destes compostos em meios aquosos;

Air Stripping – aplicação, tecnologia, condições e vantagens.

Capítulo 3 – Modelo Proposto

Contém as equações que compõem o modelo proposto para a simulação da Unidade de *Air Stripping* e as principais imposições feitas para as variáveis de interesse no sistema.

Capítulo 4 – Otimização do Modelo Proposto

- Descrição do Pacote Computacional GAMS;
- Otimização do trabalho;
- Programação Matemática.

Capítulo 5 – Resultados e Discussões

Apresentação dos resultados obtidos a partir das simulações e discussão da influência das variáveis de interesse. Para o modelo propõem-se três casos de estudo:

- Estudo de Caso 1: 1 Composto Aromático e Água;
- Estudo de Caso 2: 4 Compostos Aromáticos e Água;
- Estudo de Caso 3: 6 Compostos Aromáticos e Água.

Capítulo 6 – Conclusão e Sugestões para Trabalhos Futuros

Estão dispostas as principais conclusões desta pesquisa e propostas para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 2

2- Revisão da Literatura

Neste capítulo é apresentada a revisão literária das bibliografias mais relevantes que foram utilizadas para a elaboração desta pesquisa, além dos principais aspectos considerados.

Inicialmente abordou-se a composição da água residuária contaminada por BTEX (Benzeno, Tolueno, Etilbenzeno e Xilenos), a influência deste contaminante nos meios aquosos bem como seu comportamento. Abordamos ainda a tecnologia conhecida como *Air Stripping*, sua aplicabilidade, suas vantagens e condições.

Também serão discutidos: a determinação do número de estágios de equilíbrio em colunas separadoras, o dimensionamento de equipamentos auxiliares e os procedimentos empregados para a avaliação de custos em sistemas de tratamento, além de um equipamento de recuperação de vapor, no caso uma torre de Carvão Ativo.

2.1- BTEX – Benzeno, Tolueno, Etilbenzeno e Xilenos

Os BTEX são hidrocarbonetos aromáticos, considerados produtos não aquosos menos densos do que a água e são utilizados em detergentes, solventes, gasolina, solventes adesivos em plásticos, combustíveis de aviação com alta octanagem, thinner, entre outros. Como matérias-primas são utilizados na síntese de vários compostos como, por exemplo, o estireno e o fenol, além de pesticidas, plásticos, fibras sintéticas e surfactantes. Apesar de sua ampla aplicabilidade, e isto ser uma vantagem, eles estão entre os maiores poluidores ambientais.

A Tabela 2.1 apresenta as principais características destes Compostos Aromáticos.

Tabela: 2.1 Características dos Compostos Aromáticos

Compostos	Características
Benzeno	<p>É um composto é carcinogênico, facilmente inflamável e tóxico, sua inalação pode causar dor de cabeça, náusea vômito, tontura, narcose, sufocação, diminuição da pressão sanguínea, depressão do sistema nervoso central. A inalação dos vapores pode causar severas irritações ou queimadura do sistema respiratório, edema pulmonar ou inflamação do pulmão. O líquido pode ser irritante para pele e olhos. O contato prolongado com a pele pode resultar em dano temporário da córnea. Como efeitos ambientais: no ar em certas concentrações forma misturas explosivas e tóxicas, na água é prejudicial à vida aquática, e no solo pode contaminar o lençol freático.</p>
Tolueno	<p>É um líquido facilmente inflamável e nocivo, sua inalação pode causar irritação do trato respiratório superior. A aspiração do produto nos pulmões pode produzir pneumonia química, o que pode ser fatal. Sua ingestão pode causar espasmos abdominais e outros sintomas análogos à exposição por inalação. O contato com a pele causa irritação, podendo ainda ser absorvido pela mesma. O contato com os olhos causa severa irritação ocular com vermelhidão e dor. Como efeitos ambientais, no ar em certas concentrações forma misturas explosivas e tóxicas, na água é prejudicial à vida aquática e no solo pode contaminar o lençol freático.</p>
Etilbenzeno	<p>É um líquido inflamável, flutua na água, produz vapores irritantes, é irritante para os olhos, nariz e garganta, se inalado pode causar tonturas ou dificuldades respiratórias, em estado líquido queimará a pele e os olhos, é prejudicial se ingerido. Como efeitos ambientais: no ar forma misturas explosivas e tóxicas, na água é prejudicial à vida aquática e no solo pode contaminar o lençol freático.</p>
Xilenos	<p>É um líquido inflamável e nocivo, a inalação dos vapores pode irritar o nariz e a garganta. A inalação de altas concentrações pode causar náuseas, vômitos, dor de cabeça, tontura e severas dificuldades respiratórias. Altas concentrações do vapor têm efeitos anestésicos e depressores do sistema nervoso central. Quantidades insignificantes aspiradas para os pulmões, podem produzir pneumonia hemorrágica severa, com dano pulmonar ou morte. A ingestão causa sensação de queima na boca e estômago, náuseas, vômitos e salivação. O produto atua como desengraxante e produz com frequência, uma dermatite característica. Pode ser absorvido pela pele. Os vapores causam irritação ocular. O produto em contato com os olhos causa severa irritação, possíveis queimaduras nas córneas e dano ocular. Como efeitos ambientais: no ar em determinadas concentrações forma misturas explosivas e tóxicas, na água é prejudicial à vida aquática e no solo pode contaminar o lençol freático.</p>

2.2-Comportamento do BTEX em Meios Aquáticos

Os BTEX são contaminantes orgânicos imiscíveis em água e estão classificados entre os mais densos do que a água. Encontram-se na natureza dispostos no aquífero como: fase livre, fase residual, fase dissolvida, fase gasosa e fase adsorvida (FETTER, 1993).

Os valores máximos permitidos para os diferentes hidrocarbonetos monoaromáticos em águas residuárias, de acordo com o estabelecido pela Portaria 1.469/2000 do Ministério da Saúde (MS, 2000) são 5mg/L para o Benzeno, 170mg/L para o Tolueno, 200mg/L para o Etilbenzeno e 300mg/L para os Xilenos (meta, orto e para). Esses compostos são poderosos depressores do sistema nervoso central, apresentando toxicidade crônica, mesmo em pequenas concentrações.

2.3-Air Stripping

Air Stripping é uma tecnologia de remoção por aeração que permite a transferência de contaminantes orgânicos da fase líquida para a fase gasosa. É também uma tecnologia não destrutiva, o que significa que, no processo de *Air Stripping*, a corrente de água contaminada é misturada com uma corrente de ar descontaminado, e esse contato faz com que o ar remova as substâncias orgânicas dissolvidas na água

Os diferentes tipos de equipamentos utilizados para conduzir este processo são classificados de torres, tanques e lagoas. Uma torre típica de aeração é semelhante a uma torre de refrigeração de água, em termos de construção. A água contaminada é introduzida no topo da torre e flui por um sistema de pratos perfurados, projetados para espalhar a água em uma superfície grande. Conforme a água percorre a torre, um ventilador circula ar pela torre, e os pratos perfurados fazem com que o ar entre em contato com a água. Durante esse contato, o ar remove as substâncias orgânicas dissolvidas na água.

A torre de fluxo contracorrente é a configuração do equipamento mais apropriada para o tratamento de águas residuárias contaminada, em virtude das

seguintes razões: fornece maior área superficial para o pré-tratamento do líquido; fornece uma maior razão em volume de ar para a água, devido à baixa queda de pressão através da torre; por ser inaceitável ambientalmente a emissão de carga poluente na atmosfera e por ser o *air stripping* relativamente pequeno, pode-se conectá-lo a um equipamento de recuperação de vapor. Nesta pesquisa, será considerado como equipamento de recuperação de vapor uma coluna de carvão ativado.

Em virtude do fato do *air stripping* constituir-se em um sistema simples de ser operado e por ocupar um espaço mínimo, esse sistema é uma alternativa para tratamento de águas residuárias. O *air stripping* é uma tecnologia comprovada que tem sido usada por várias décadas. Inúmeros equipamentos têm sido manufaturados e disponibilizados, essa tecnologia é limitada para compostos solúveis e com alta volatilidade, apresentando-se eficiente para concentrações acima de 10.000 ppb (partes por bilhão), mas requer um pré-tratamento (usualmente na forma de tecnologias de separação) quando existe produto livre (fase livre) presente na corrente de efluente. Águas residuárias com alta concentração de ferro (maior que 3mg/L) podem exigir pré-tratamento.

2.3.1- Condições para o uso do *Air Stripping*

Segundo BUFO (2001) as características do *air stripping* são: o processo de despoluição *air stripping* só é completo quando os gases que saem da coluna seguirem para um equipamento de recuperação de vapor; a concentração máxima na carga poluente deve ser definida pelo balanço econômico entre os custos de melhoria do processo produtivo e a implantação do *air stripping*; a concentração da carga poluente no gás de saída da coluna deve permanecer fora do limite de explosividade; a carga poluente bruta deve estar isenta de sólidos em suspensão e líquidos imiscíveis em água; a eficiência do sistema de *air stripping* e a recuperação de vapor podem chegar a 99,999%.

2.3.2- Vantagens para o uso do *Air Stripping*

As vantagens para o uso do *air stripping* consistem no fato de ser uma tecnologia de comprovada confiabilidade; o tempo de montagem do equipamento é relativamente pequeno; a manutenção requer pouca especialização; o processo apresenta-se insensível a flutuações de concentrações no efluente; é aplicável à ampla variação de concentrações no efluente; despoluição de efluentes com alto índice de toxicidade, como no caso dos organohalogenados, agrotóxicos, antibióticos e orgânicos não biodegradáveis.

2.3.3- Desvantagens para o uso do *Air Stripping*

A tecnologia é não destrutiva e pode gerar resíduos requerendo disposição, o gás removido requer tratamento, os tempos de retenção são bastante baixos, conseqüentemente grandes quantidades de emissões e concentrações de efluentes podem ser processadas. Os padrões de água para consumo humano podem apresentar dificuldades em serem atingidos, e as altas concentrações de efluentes podem gerar concentrações perigosas na corrente de ar.

2.3.4 - Custos com Equipamentos e Eficiência

Apesar das variações dos projetos desse tipo de sistema resultarem em custos variáveis, os componentes principais de um sistema de *air stripping*, para remoção de contaminantes orgânicos da água, incluem a coluna de pratos perfurados, o equipamento de alimentação de ar e o equipamento de bombeamento.

2.3.5- Aplicação do *Air Stripping*

O *air stripping* pode ser usado em: indústrias químicas com organoclorados (a legislação fixa em 50 ppb o teor total máximo desses compostos em águas a

serem descartadas nos rios); indústrias de fitossanitários ou agrotóxicos (suas águas residuárias apresentam alto teor de toxicidade e os poluentes não são biodegradáveis); purificação de águas contendo aromáticos, solventes, antibióticos, compostos orgânicos não biodegradáveis e gases odoríferos.

2.4- Coluna de Pratos

São as mais comuns utilizadas em destilação, os dispositivos de contato entre o vapor que ascende pela coluna e o líquido que descende são pratos perfurados (ou bandejas), geralmente espaçados uniformemente pela coluna. A geometria do prato é muito variada, indo desde uma simples prancha metálica furada sem extravasores (tubos de descida) até sofisticados túneis de calotas e válvulas diversas. A mudança de composição das fases se realiza de forma incremental entre um prato “n” qualquer, o prato “n+1” e o prato imediatamente inferior “n-1”. A separação entre os pratos é uma variável otimizável economicamente, conjuntamente com a velocidade do vapor.

O projeto de uma coluna separadora engloba uma série de etapas onde todas se complementam para garantir o funcionamento do sistema. As principais preocupações consistem na capacidade e aplicabilidade da coluna projetada.

É necessário selecionar o dispositivo de contato mais adequado, um processo de separação é o primeiro passo. Deve-se considerar não somente os aspectos relativos à eficiência do processo, mas fatores associados à capacidade, ligados à capacidade do dispositivo interno de contato em separar as fases envolvidas no sistema (BRAVO 1998).

Os dispositivos internos de contato podem ser classificados em recheios e bandejas ou pratos perfurados. Cada um desses tipos é aplicado a situações com características específicas que os tornam mais, ou menos aplicados a determinadas atividades (BRAVO 1998).

Segundo SINOTT (1997), as colunas de pratos em relação às de recheio apresentam algumas vantagens. Como operação em uma variação maior de condições de vazão de líquido e de gás (especialmente em baixas vazões de

líquido), são de manutenção mais fácil e são projetadas com maior segurança, uma vez que dificilmente é garantida, nas condições de projeto, uma boa distribuição de líquidos em colunas de recheio. Contudo, todos os tipos de recheios apresentam perdas de carga menores do que os pratos, retendo menores quantidades de líquido na coluna e sendo mais adequados para a operação em serviços apresentando líquidos espumantes.

Assim, conclui-se que dependendo das características do sistema que se pretende tratar, a coluna de *air stripping* pode ser dotada de pratos ou de recheios, sendo esta última a mais empregada, conforme é verificado em MEAD e LEIBBERT (1998), MCNULTY (1994), USEPA (1991), entre outros. Mas, não é descartado o emprego de colunas dotadas de bandejas nestas aplicações, especialmente para o *air stripping* de VOCs, como atestam LI e HSIAO (1990, 1991), USEPA (1995), LABRANCHE e COLLINS (1996), MEAD e LEIBBERT (1998) e BRAVO (1998).

Em artigo publicado por BRAVO (1998) são abordados diversos processos de separação, que caracterizam as principais aplicações desses processos, os dispositivos internos empregados e o estabelecimento das condições operacionais em que cada um deles pode ser utilizado. Geralmente, considera-se que, as colunas convencionais, as colunas dotadas de pratos perfurados e valvulados são as mais apropriadas para a maioria das aplicações (GEANKOPLIS, 1993, SINNOTT, 1997). Pratos perfurados convencionais são mais baratos, e apropriados para serviços envolvendo substâncias corrosivas ou apresentando impurezas sólidas, e apresentam as menores perdas de carga (KISTER, 1992). Como desvantagem às colunas de pratos perfurados apresentam estreito intervalo de operação quando comparado a colunas de pratos valvulados ou dotados de calotas (KISTER, 1992).

Conforme os trabalhos de LI e HSIAO (1990, 1991), LABRANCHE e COLLINS (1996), MEAD e LEIBBERT (1998), BERANEK (2001) e em manuais construídos pela USEPA (USEPA, 1995), pratos perfurados têm sido empregados para a remoção de compostos orgânicos voláteis presentes em correntes líquidas, quando a presença de impurezas no líquido a ser tratado ou limitações de espaço, impedem o emprego de colunas recheadas (MEAD e LEIBBERT, 1998;

BERANEK, 2001). Porém, detalhes do projeto desses equipamentos não são fornecidos, tornando bastante complexo o projeto da coluna de *air stripping*, pela falta de dados específicos para a aplicação requerida. Assim, para modelar o funcionamento da coluna de *air stripping*, tem-se que partir de considerações gerais para o projeto de colunas dotadas de pratos perfurados.

O projeto de colunas de pratos perfuradas vem sendo estudado desde a incorporação de bandejas como dispositivo de contato. Trata-se, de um conjunto de cálculos que efetuam o dimensionamento de uma coluna sujeita a requisitos específicos de operação e selecionam os dispositivos internos que fornecem a melhor eficiência em termos de capacidade e de eficiência.

Perante as perspectivas descritas, podem ser citadas como contribuições: CHASE (1967a, 1967b), FRANK (1977), ECONOMOPOULOS (1978), KISTER (1980a, 1980b, 1980c, 1980d, 1980e, 1981a, 1981b, 1992), LOCKETT (1986), BARNICKI e DAVIS (1989a, 1989b), LUDWIG (1997), FAIR (1997), SINNOTT (1997), entre outros. Nestes trabalhos, são encontradas diversas proposições de cálculo para dimensionar a coluna separadora e seus dispositivos internos propostos.

Segundo MCNULTY (1994), o projeto de uma coluna de *air stripping*, costuma ser dividido em duas partes relacionadas entre si. O projeto hidráulico, que está associado à estabilidade fluidodinâmica do processo de separação em função do regime de operação da coluna. Ele estabelece as condições ideais de fluxo por meio do controle de parâmetros específicos que garantem a perfeita interação entre as fases constituintes do processo, e evitam que condições indesejáveis de funcionamento sejam atingidas. O projeto de transferência de massa, que está relacionado às propriedades termodinâmicas das misturas presentes no sistema e fornece, em função destas propriedades, o número requerido de estágios de equilíbrio necessários para se atingir um determinado grau de separação em determinado(s) componente(s).

Nas seções seguintes, cada uma destas divisões, suas subdivisões e alguns dos principais aspectos relacionados a elas serão descritos.

2.4.1- Projeto Hidráulico

Esta etapa do projeto garante a estabilidade do funcionamento hidrodinâmico da coluna. Isto corresponde em especificar a composição da bandeja, calcular o diâmetro da coluna, e realizar estimativas da perda de carga esperada em cada prato (BARNICKI e DAVIS, 1989a).

A hidrodinâmica do processo é influenciada pelo fluxo descrito pelos fluidos dentro do equipamento e, depende das propriedades físicas dos fluidos como parâmetros mecânicos relacionados à geometria do equipamento. Assim, é recomendável que se conheçam as características de fluxo dos fluidos dentro da coluna e os parâmetros mecânicos que atribuem forma aos deslocamentos.

Relacionado-se com as características de fluxo dos fluidos dentro da coluna, o perfil de fluxo descrito pelas correntes líquida e gasosa influenciam o comportamento hidrodinâmico da coluna e sua eficiência (ECONOMOPOULOS, 1978; BARNICKI e DAVIS, 1989a). Para proporcionar um funcionamento adequado à coluna, em termos de capacidade e eficiência, é necessário que a configuração de fluxo esteja apropriada à aplicação desejada.

Na literatura caracteriza-se a configuração de fluxo dentro de colunas separadoras observando a trajetória descrita pelos fluidos. Os tipos de configuração de fluxo mais encontrados em colunas dotadas de bandeja são (FAIR et al., 1997): fluxo cruzado, onde a corrente gasosa sobe a coluna atravessando as perfurações da bandeja, enquanto a corrente líquida atravessa o prato horizontalmente descrevendo uma trajetória em linha reta, com uma ou mais passagens sobre o mesmo, indo em direção aos pratos inferiores por meio de canaletas chamadas de vertedouros; onde a configuração das correntes é semelhante à anterior, sendo que o líquido descreve uma trajetória circular sobre o prato, utilizando normalmente canais circulares como vertedouros; fluxo contracorrente, onde as correntes líquida e gasosa percorrem a coluna e a bandeja em sentidos opostos, o líquido descendo enquanto o gás sobe. Normalmente não se utiliza vertedouros nesta configuração, passando tanto o gás como o líquido pelos orifícios da bandeja.

LOCKETT (1986) apresenta várias espécies de arranjo de fluxo existentes em colunas dotadas de bandejas e algumas das vantagens apresentadas por cada uma delas.

Os tipos de fluxo cruzado e reverso podem ser visualizados na Figura 2.1 a seguir. Pela literatura, o fluxo contracorrente e o fluxo reverso têm sua aplicação limitada e são indicados a casos específicos, enquanto que o perfil de fluxo cruzado é mais empregado devido às maiores eficiências na transferência de massa e maior faixa de operação (FAIR et al., 1997).

Existem na literatura diagramas que fornecem a configuração de fluxo ideal em função da vazão de líquido, do diâmetro da coluna, entre outros parâmetros. Um deles pode ser encontrado em HUANG e HODSON (1958), citado em CHASE (1967a), em SINNOTT (1997) e em FAIR et al. (1997). Observando, que o fluxo reverso é o indicado para vazões de líquido muito pequenas ($<7\text{m}^3/\text{h}$) e o fluxo cruzado para vazões maiores.

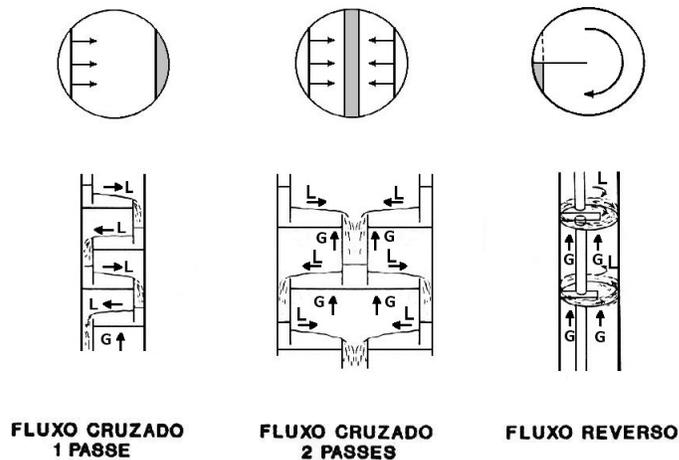


Figura 2. 1 – Principais tipos de perfis de fluxo em colunas de pratos

Fonte: KISTER (1992)

Quando é empregada a configuração de fluxo cruzado, há a possibilidade da corrente líquida realizar várias passagens sobre a superfície da bandeja (Figura 2.1), o que é exigido por limitações da vazão de líquido que atravessa o dique de contenção (ECONOMOPOULOS, 1978; BARNICKI e DAVIS, 1989; FAIR et al., 1997). O diagrama de HUANG e HODSON e outras metodologias como as apresentadas por FRANK (1977) e ECONOMOPOULOS (1978) estabelecem critérios para avaliação do número mínimo de passagens efetuadas pela corrente líquida. Algumas recomendações estão dispostas no Anexo 1.

2.4.1.1 - Estabilidade Operacional

Para entender o comportamento hidrodinâmico de uma coluna de pratos, deve-se visualizar a movimentação das correntes líquida e gasosa dentro da bandeja. O modelo hidráulico clássico, Figura 2.2, fornece uma visualização de como o escoamento pode ocorrer, neste modelo. O líquido entra no prato a partir do vertedouro da bandeja superior, a corrente gasosa vinda das bandejas inferiores atravessa as perfurações do prato indo às bandejas superiores. Quando as correntes entram em contato, a corrente líquida é aerada, formando uma espuma, que atravessa a bandeja até atingir o dique de saída, fluindo e entrando no vertedouro. A camada gasosa presente na espuma se desprende do líquido e ascende no vertedouro enquanto o líquido clarificado se dirige à bandeja inferior.

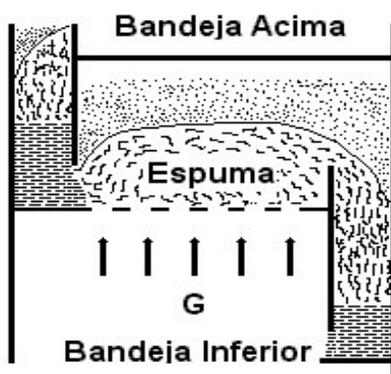


Figura 2.2 – Modelo hidráulico clássico para bandejas

Fonte: KISTER (1992)

O mecanismo de funcionamento mostra um regime de operação estável para uma coluna de pratos perfurados, a fim de assegurar a operação em condições estáveis. É fundamental que, durante o dimensionamento hidráulico, a coluna seja projetada dentro de uma faixa aceitável de condições, evitando, que regimes de operação limitantes ao seu funcionamento possam ser atingidos. Estes regimes podem ser vistos na Figura 2.3. A região de estabilidade operacional é limitada a uma faixa de vazões de gás e líquido, sendo os limites impostos pelas condições de sopro (*blowing*), inundação (*flooding*), choro excessivo (*excessive weeping*) e esvaziamento (*dumping*). No projeto de colunas de pratos, os limites superior e inferior para a vazão de gás durante a operação são a condição de inundação e a condição de choro excessivo.

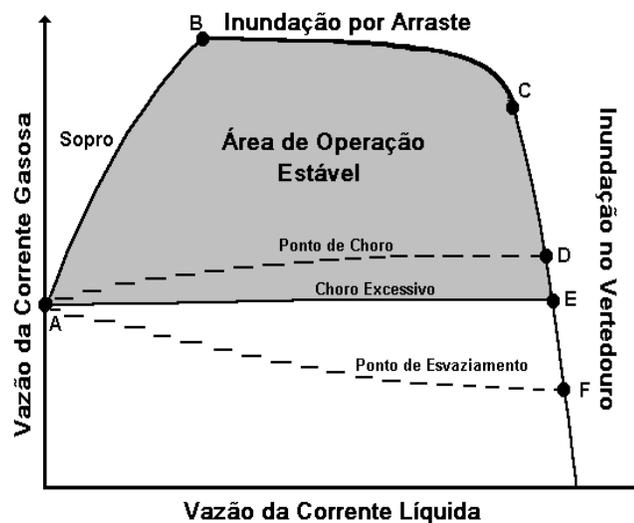


Figura 2.3 – Condições estáveis de operação em colunas de pratos

Adaptada de KISTER (1992)

Inundação

A inundação (*flooding*) é apresentada na Figura 2.3 pelas linhas situadas na parte superior e à direita, linhas BC e CF. É caracterizada pelo acúmulo excessivo de líquido sobre uma bandeja quando uma combinação de vazões de líquido e de

gás excede sua capacidade (LOCKETT, 1986). Como resultados há o impedimento do fluxo de líquido para as bandejas inferiores, o que provoca aumento de perda de carga na região acima da bandeja e a diminuição da eficiência, o líquido de um prato inferior, de “volatilidade menor”, é arrastado para o prato superior, “de volatilidade maior”, podendo levar componentes não-voláteis até a bandeja superior (KISTER, 1992).

Segundo KISTER (1990, 1992), uma vez que a condição de inundação pode ocorrer por vazão excessiva de líquido ou de gás, existem vários mecanismos que explicam a formação desta condição dentro de uma coluna. Os dois tipos mais comuns são a inundação do vertedouro (*downcomer flooding* ou *downflow flooding*) e a inundação por arraste ou por jateamento (*entrainment* ou *jet flooding*) (CHASE, 1967a; LOCKETT, 1986; FAIR et al., 1997). A inundação no vertedouro (*downcomer flooding* ou *downflow flooding*) acontece pela associação de altas vazões de líquido com um pequeno espaçamento entre pratos (LOCKETT, 1986). Em KISTER (1992), representa-se o limite superior da capacidade suportada pelo vertedouro, determinando a área capaz de escoar todo o líquido presente na bandeja, sem acúmulo, ou a vazão máxima de líquido a ser admitida dentro do canal.

Critérios de projeto para se evitar este fenômeno serão discutidos quando for apresentado o projeto do vertedouro. A inundação por arraste ou por jateamento (*entrainment* ou *jet flooding*) é a forma de inundação mais encontrada (KISTER, 1992). Pode ser atingida em situações onde se observam altas vazões de corrente gasosa e excessivo arraste de gotículas de líquido por esta corrente (LOCKETT, 1986). Como as vazões são elevadas, as gotículas são transportadas até bandejas superiores e lá, aumentando a vazão da corrente líquida, é dificultado o fluxo pelo vertedouro até as bandejas inferiores, provocando conseqüências semelhantes à inundação do vertedouro. O estágio final corresponderá à retenção de espuma no vertedouro e seu retorno ao dique da bandeja acima (LOCKETT, 1986), o que está indicado na Figura 2.4.

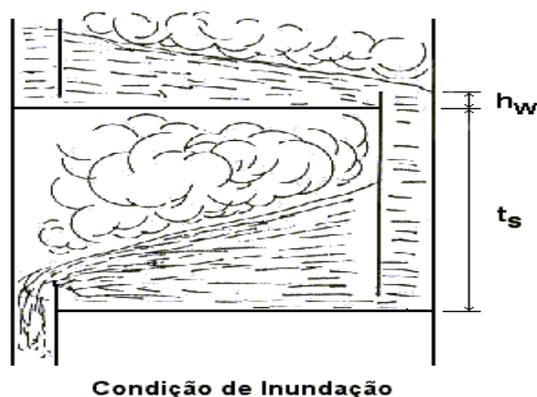


Figura 2.4 – Bandeja inundada

Fonte: VAN WINKLE (1967)

O arraste é favorecido pelo aumento da velocidade da corrente gasosa, pela diminuição do espaçamento entre os pratos, pela diminuição da área fracionária, pelo aumento do diâmetro das perfurações na bandeja, entre outros (KISTER, 1992).

Segundo KISTER (1990), os métodos existentes para a previsão das condições que levam à inundação por arraste são baseados na pesquisa desenvolvida por SOUDERS e BROWN (1934), onde a partir de um balanço de forças realizado numa partícula esférica imersa num meio fluido, chegou-se a uma expressão que relaciona a velocidade da corrente gasosa, necessária para suspender uma partícula de líquido, o parâmetro capacidade da coluna, C_{sb} .

A inundação por arraste é tida como o limite superior para a capacidade da coluna, calculam-se os valores máximos do parâmetro capacidade para esta condição, C_{sbf} (FAIR et al., 1997). Para prever os valores de C_{sbf} , diversas pesquisas têm estimado este parâmetro como uma função de parâmetros relacionados aos dispositivos mecânicos existentes na coluna, às propriedades físicas dos fluidos envolvidos no processo e às velocidades com que as correntes líquida e gasosa atravessam a bandeja (KISTER, 1990).

Em KISTER (1992) e FAIR et al. (1997) estão disponíveis alternativas para o cálculo deste parâmetro em colunas de pratos perfurados. Segundo KISTER

(1992), o método, considerado como padrão pela indústria e usado pela maioria dos projetistas é o que foi desenvolvido por FAIR (1961), que propôs uma metodologia de cálculo para dimensionar o diâmetro da coluna em função do parâmetro de fluxo líquido-gás, F_{LG} , que é uma razão entre as energias cinéticas das correntes líquidas e gasosas. FAIR (1961) construiu uma série de diagramas que permitem a determinação de C_{sbf} e da fração de líquido arrastado, ψ , em função de FLG . LOCKETT (1986) afirma que a introdução do parâmetro de fluxo, FLG , na metodologia de FAIR (1961) apresenta significado compreensível quando a operação unitária é a destilação, podendo falhar quando aplicada ao projeto de colunas absorvedoras e de stripping. Existem procedimentos para cálculo de C_{sbf} que levam em conta a carga de gás e a de líquido na bandeja, determinando a área ativa. Este é o caso das metodologias propostas pelos manuais GLITSCH e KOCH, que, são empregadas por ECONOMOPOULOS (1978), BARNICKI e DAVIS (1989a) em colunas de pratos perfurados.

Independente do procedimento utilizado para previsão da inundação por arraste, será obtido o parâmetro capacidade máxima da coluna. Com este parâmetro, a velocidade da corrente gasosa e a área da seção considerada na bandeja podem-se obter expressões, como as apresentadas a seguir, que são empregados quando os procedimentos propostos por FAIR (1961) e KISTER e HASS (1990) são utilizados. Portanto, C_{sbf} está associado à velocidade máxima da corrente gasosa ao atravessar a área reta (segundo a nomenclatura sugerida em CTC (1987)), A_n (área total transversal menos à área ocupada pelo vertedouro). Assim, a situação de inundação por arraste teria início quando a velocidade da corrente gasosa dentro da coluna atingisse o valor limite dado abaixo:

$$u_{nf} = C_{sbf} * \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G}} \quad (2.1)$$

Determinando a velocidade de gás que passa pela área reta da bandeja e leva à inundação por arraste, a determinação da área ocorre a partir da expressão a seguir:

$$A_n = \sqrt{\frac{4 Q_G}{3600 \pi F_r u_{nf}}} \quad (2.2)$$

Determinada a vazão máxima admitida de gás, o arraste excessivo é evitado durante a operação da coluna mantendo-se a velocidade de passagem do gás pela área considerada, por um fator de segurança, da velocidade calculada para a condição de inundação por arraste. Sendo que a velocidade operacional da coluna é uma fração da velocidade estimada na equação a seguir:

$$u_{nf} = \frac{u_n}{F_f} \quad (2.3)$$

O fator de segurança é conhecido como fator de inundação ou, F_f (*flooding factor*). Artigos apresentam recomendações de projeto para o fator de inundação, na faixa de 0,80 a 0,9 (ECONOMOPOULOS, 1978; BARNICKI e DAVIS, 1989a; SINNOTT, 1997; FAIR et al., 1997).

Choro Excessivo

O choro é caracterizado pela passagem de líquido através das perfurações existentes na bandeja, nem todo o líquido presente na superfície da bandeja atravessa o dique de saída; parte do líquido escoar por dentro das perfurações em direção à bandeja inferior (LOCKETT, 1986). Esta situação ocorre quando há desequilíbrio entre as forças que agem sobre o líquido aerado existente na superfície do prato (KISTER, 1992). De um lado, a altura hidrostática da camada líquida aerada presente acima da bandeja que força o líquido a descer pelas perfurações, por outro, a pressão exercida pelo gás ao passar pelas perfurações agem em sentido contrário, mantendo o líquido acima do prato (Figura 2.2). O choro é verificado, quando a carga de líquido sobre a bandeja excede a perda de pressão que está suportando este líquido sobre a mesma (LOCKETT, 1986).

Uma tentativa de explicar o mecanismo pelo qual o choro ocorre foi esboçada por LOCKETT e BARNICK (1986), onde se verificou que o choro poderia ser explicado quando o diâmetro das perfurações e a vazão de líquido escoando por elas eram variados. Além disso, observou-se que a passagem de líquido pelas perfurações não ocorria uniformemente em todas as regiões da

bandeja, sendo este fenômeno influenciado pela vazão de líquido alimentado e pela altura do dique de contenção.

LOCKETT e BARNICK (1986) registraram diferentes tendências ao choro em áreas diferentes da bandeja quando a vazão de líquido e a altura do dique de contenção eram modificadas. Muitas das conclusões obtidas por estes autores não concordaram com pesquisas realizadas anteriormente, nem foram verificadas em pesquisas subseqüentes.

No procedimento de projeto em colunas de pratos, costuma-se considerar que o ponto onde se observa o início da passagem de líquido pelas perfurações, ponto de choro (*weep point*), fornece a condição de vazão mínima de gás admissível na coluna, linha AD na Figura 2.3. Os primeiros esforços das pesquisas científicas sobre tal fenômeno estiveram voltados à previsão experimental deste ponto e ao estabelecimento de equações, teóricas ou empíricas, que permitissem sua previsão (LOCKETT, 1986).

Estudos mais aprofundados, como os realizados por BRAMBILLA et al. (1979) e LOCKETT et al. (1984), mostraram, que as bandejas perfuradas podem ser operadas abaixo do ponto de choro sem apresentarem perdas significativas em suas eficiências ampliando seu intervalo de operação, permitindo que as mesmas operem em uma vazão de gás menor que a estabelecida pelo ponto de choro, sendo, a condição operacional que determina a vazão mínima de gás permitida numa coluna representada pela linha AE na Figura 2.3; condição conhecida como choro excessivo (*excessive weeping*).

Para identificação da condição de choro excessivo, determina-se a taxa de líquido máxima que, passando pelas perfurações da bandeja, consegue manter a velocidade da corrente gasosa em níveis aceitáveis (*weeping rate*) (LOCKETT e BARNICK, 1986). Em KISTER (1992), COLWELL e O'BARA (1989) recomendam a aplicação da equação proposta por LOCKETT e BARNICK (1986) para sistemas que operam a pressões menores que 165psia, enquanto que a expressão devido a HSIEH e MCNULTY (1993) deve ser empregada em sistemas que operam a pressões maiores que este valor.

Os métodos que estimam a *weeping rate* também podem ser aplicados para a estimativa do ponto de choro. De particular interesse, está a constatação

feita por LOCKETT (1986) de que os resultados apresentados pela maioria das correlações para previsão do ponto de choro são dependentes de qual equação é usada na previsão da altura da camada líquida acima da bandeja. Desta maneira, conforme cita KISTER (1992), os métodos de LOCKETT e BARNICK (1986) e HSIEH e MCNULTY (1993) representam melhoramentos em relação aos anteriores, pois, especificam a utilização da expressão proposta por COLWELL (1981) na previsão da altura da camada líquida.

De maneira semelhante à inundação, depois da obtenção da velocidade mínima de gás que impede a passagem do líquido pelas perfurações da bandeja, o bom funcionamento da coluna é garantido considerando-se uma velocidade de gás acima, por um fator de segurança, da calculada para a condição de choro. A velocidade na condição de choro é considerada uma fração da velocidade operacional da coluna. Esta fração é conhecida como fator de choro ou proximidade ao choro, F_w (*weeping fator*), e se encontra na faixa de 0,50 a 0,65 (ECONOMNOPOULOS, 1978; BARNICKI e DAVIS, 1989a).

$$u_{hw} = F_w * u_h \quad (2.4)$$

Abaixo da condição de choro excessivo, como mostra a Figura 2.3, segundo alguns autores (LOCKETT e BANIK, 1986; KISTER, 1992; WIJN, 1998), o fluxo de gás é pequeno demais para manter o escoamento de líquido através das perfurações em níveis aceitáveis de eficiência, atingindo-se o ponto de esvaziamento (*seal or dumping point*).

Nesta condição, é verificada a passagem completa do líquido pelas perfurações da bandeja, sem escoar pelos vertedouros, linha AF na Figura 2.3. Portanto, o perfil de fluxo das correntes líquida e gasosa passa de fluxo cruzado para fluxo contracorrente, com ambas correntes atravessando a bandeja por dentro das perfurações (WIJN, 1998). WIJN afirma que esta condição operacional deve ser tomada como o limite inferior de operação da coluna, ao invés da condição de choro e propõe um mecanismo que descreve o comportamento hidrodinâmico de colunas de pratos perfurados e valvulados na região compreendida entre as linhas AD e AF na Figura 2.3.

2.4.1.2 - Regimes de Fluxo em Colunas de Pratos

Em trabalhos experimentais envolvendo colunas de pratos perfurados observou-se que, dentro da região de operação estável, descrita na Figura 2.3, diferentes comportamentos hidrodinâmicos foram encontrados (ZUIDERWEG, 1982). Estes comportamentos caracterizam os regimes de fluxos. Comportamentos hidrodinâmicos, que diferem entre si na forma de contato entre as fases e na composição das mesmas. Operando em determinado regime de fluxo, a hidrodinâmica da coluna se comporta de maneira particular. Os projetos de colunas de bandejas têm incorporado informações sobre o regime de fluxo predominante no sistema, já que ele exerce influência na perda de carga e na eficiência do prato (BARNICKI e DAVIS, 1989b). Verifica-se que, nas décadas de 70 e 80, alguns trabalhos (FRANK, 1977; KISTER, 1980c; ZUIDERWEG, 1982) começaram a abordar o problema de qual das fases presentes na bandeja era a dominante e as implicações disto no projeto da coluna em cada caso.

Diversos estudos (LOCKETT, 1986; BARNICKI e DAVIS, 1989b; KISTER, 1992) têm ressaltado os tipos de regimes de fluxo presentes na prática operacional de colunas de pratos perfurados e a importância de se conhecer o regime presente a fim de projetá-las adequadamente. De acordo com a literatura (ZUIDERWEG, 1982; KISTER, 1992), somente três destes são encontrados em escala industrial, sendo eles: regime de emulsão, regime de espuma e regime de spray.

O regime de emulsão (*emulsion* ou *bubbly flow regime*) é caracterizado pelo fato de a fase contínua ser a fase líquida, ficando o gás disperso na camada líquida na forma de bolhas; o que ocorre a altas vazões de líquido e a vazões de corrente gasosa relativamente pequenas (KISTER, 1980c). A alta vazão de líquido acaba inclinando as bolhas de gás e os jatos que deixam os orifícios, acarretando também a diminuição de suas dimensões a tamanhos, aproximadamente, uniformes, Figura 2.5 (a).

O regime de espuma (*froth* ou *mixed regime*) é atingido, quando operando no regime anterior, há uma diminuição da razão entre a vazão de corrente líquida

pela vazão de corrente gasosa (KISTER, 1980c). Essa redução é tal que provoca um borbulhamento intenso de gás e, formação de bolhas com maiores distribuições de tamanho, velocidade e formato, Figura 2.5 (b). A fase líquida ainda é a fase contínua, mas o jateamento de gás pode ser observado em algumas perfurações.

O regime de spray (*spray* ou *drop regime*) é encontrado quando a razão entre as vazões líquida e gasosa se torna tão pequena que há uma inversão na relação das fases (KISTER, 1980c). Agora a fase contínua é a fase gasosa, enquanto o líquido permanece disperso na mesma, na forma de gotículas de variados tamanhos, Figura 2.5 (c). Por causa das altas velocidades da corrente gasosa, as gotículas de líquido são projetadas na direção vertical sendo mantidas em alturas elevadas acima da superfície da bandeja, constituindo uma nuvem altamente turbulenta de gotículas líquidas (KISTER, 1992). Industrialmente, este regime é observado onde a vazão da corrente gasosa é alta e a da corrente líquida é baixa, como ocorre em operações a vácuo (LOCKETT, 1986).

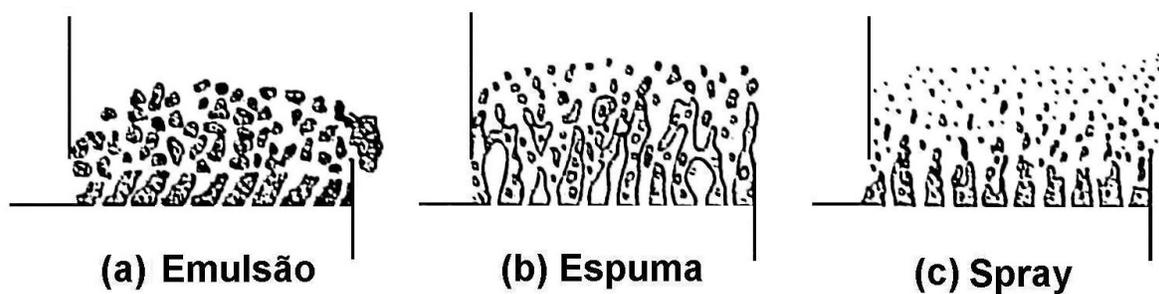


Figura 2.5 – Tipos de regime de fluxo em operações de colunas de pratos

Esquema adaptado de LOCKETT (1986)

Pesquisas revelam que a tendência de um dado sistema ser operado em um desses regimes de fluxo pode depender de algumas propriedades físicas do sistema em estudo, bem como de vários parâmetros mecânicos que compõem a bandeja (ZUIDERWEG, 1982; BARNICKI e DAVIS, 1989b). Informações sobre o seu efeito no regime operacional da coluna e dicas de projeto referentes a regimes

de fluxo podem ser obtidas em LOCKETT (1986) e KISTER (1992), onde diagramas indicam qualitativamente as tendências observadas.

A operação em regime de spray é favorecida em colunas que operam sobre vácuo ou baixas pressões (< 100psi), baixas vazões de líquido por comprimento de dique de contenção, quando o diâmetro é pequeno e o espaço entre as bandejas é grande. Perfurações de grande diâmetro e pequenos valores de área fracionária levam à operação neste regime (KISTER, 1992). Configurações opostas levam ao regime de espuma, quando a operação é conduzida a pressões baixas ou a pressões próximas à atmosférica. Dependendo das vazões de líquido e de gás, os regimes de emulsão e spray podem ser atingidos nestas condições. Com relação ao regime de emulsão, este é favorecido por condições semelhantes as que levam ao regime de espuma, porém a altas pressões (> 200psi) e altas vazões de líquido por comprimento de dique de contenção (KISTER, 1992).

FELL e PINCZEWSKI (1977) defendem que a variação da tensão superficial da corrente líquida ao longo de seu percurso descendo a coluna é o fator determinante do tipo de regime de fluxo predominante. Por este raciocínio, sistemas nos quais a tensão superficial do líquido aumenta prato a prato (sistemas do tipo $\sigma+$) ou se mantém inalterada (sistemas do tipo $\sigma 0$) apresentam maiores eficiências quando projetados para operar no regime de espuma, enquanto sistemas apresentando diminuição na tensão superficial (sistemas do tipo $\sigma-$) devem ser projetados para operar no regime de spray.

As idéias de FELL e PINCZEWSKI (1977) são bastante difundidas na literatura, no entanto, KISTER (1992), afirma que elas constituem um procedimento dificilmente aplicado. Na prática, as colunas são projetadas para se adaptarem às vazões requeridas de corrente líquida e gasosa e ainda a uma gama de condições de processo que restringem a liberdade do projetista para a escolha de um regime de fluxo em particular para o sistema em estudo.

A possibilidade de identificar o tipo de regime de fluxo predominante durante o funcionamento de uma coluna de pratos é essencial ao projeto da mesma. Muitos trabalhos científicos têm surgido na literatura tentando identificar quando ocorrem as passagens de um regime para o outro e propor correlações

para a determinação matemática destas (LOCKETT, 1981; ZUIDERWEG, 1982; PRADO et al., 1987).

Atualmente já se reconhece que, tanto na passagem do regime de spray para o regime de espuma e deste para o regime de emulsão, há uma transição gradual, não existe uma condição operacional única a partir da qual o sistema passa completamente de determinado regime de fluxo a outro, existindo, uma faixa de condições intermediárias onde dois regimes convivem simultaneamente (KISTER, 1992).

Tratando-se da transição espuma-emulsão, os trabalhos de HOFHUIS (1980) e KUZNIAR et al. (1982), citados em ZUIDERWEG (1982), mostraram que esta transição é controlada pela razão entre o fluxo de momento do líquido na direção horizontal pelo fluxo de momento da corrente gasosa na direção vertical. A transição é ainda determinada para uma situação pontual, onde a massa aerada passa a obedecer a Equação de Francis (KISTER, 1992).

A respeito da transição spray-espuma, em LOCKETT (1986) e em KISTER (1992), existem revisões sobre o assunto. Duas pesquisas merecem maior destaque: A primeira foi desenvolvida por LOCKETT (1981), onde o autor demonstrou que as correlações propostas para a previsão da transição do regime spray-espuma eram casos particulares, de um modelo geral o modelo da penetração dos jatos (*jet penetration model*). Além disso, o autor provou que nenhuma das correlações propostas anteriormente era capaz de descrever os dados experimentais disponíveis satisfatoriamente. A outra pesquisa foi realizada por PRADO et al. (1987), onde foi comprovada a existência de uma região de transição. PRADO et al. verificaram que a maioria das correlações desenvolvidas para a previsão do ponto de transição spray/espuma diferiam umas das outras porque utilizavam critérios diferentes para a identificação deste ponto. Foi proposto um modelo geral onde se associou a tendência ao regime de spray com a porcentagem de perfurações sobre jateamento na bandeja e verificou-se que a transição spray/ espuma ocorria quando tal porcentagem era cerca de 60%.

Com todas as pesquisas que vêm sendo feitas para a determinação do regime de fluxo predominante em colunas separadoras, nenhuma pesquisa deste

tipo foi encontrada para colunas de *air stripping* dotadas de pratos perfurados. Trabalhos específicos para colunas de *air stripping* de VOCs usando bandejas, como foram os realizados por LI e HSIAO (1990, 1991), LABRANCHE e COLLINS (1996) e MEAD e LEIBBERT (1998), não revelam nenhuma informação a respeito do tipo de regime de fluxo predominante nestas colunas.

2.4.1.3- Projeto de Bandejas Perfuradas e a Influência de Parâmetros Mecânicos

Determinar a configuração básica (acessórios mecânicos e parâmetros operacionais) que garanta um comportamento hidrodinâmico desejado e um nível aceitável de contato entre as fases é o objetivo de se projetar uma bandeja (SINNOTT, 1997).

Pratos perfurados têm recebido mais atenção na literatura em comparação aos demais tipos. Os principais parâmetros mecânicos que influenciam a operação de uma coluna de pratos perfurados estão indicados na Tabela 2.1. Além da definição, na Tabela 2.1, estão relatados alguns aspectos relacionados ao funcionamento da coluna que são influenciados por estes parâmetros.

No Anexo 1 estão dispostas as recomendações de projeto, para alguns dos parâmetros apresentados na Tabela 2.1. Observa-se que há uma falta de consenso entre as recomendações de projeto de diversos parâmetros, o que dificulta a tomada de decisões por parte do projetista.

Tabela: 2.2 – Parâmetros mecânicos e seus efeitos no projeto de colunas

Parâmetro: Denominação	Alguns dos Fatores Influenciados
Diâmetro das perfurações (dh)	Perda de carga na bandeja, regime de operação, tendência ao choro e à inundação.
Passo das perfurações (lp) (distância de centro a centro)	Número de perfurações na bandeja e relação área total perfurada por área ativa.
Espaço entre bandejas (ts)	Tendência à inundação por arraste e acúmulo de líquido no vertedouro.
Altura do dique de contenção (hw)	Altura da camada líquida e perda de carga na bandeja, eficiência, tendência ao choro.
Vão entre o vertedouro e a bandeja inferior (dcl)	Acúmulo de líquido no vertedouro e perda de carga neste, além de sua selagem.
Espessura da bandeja (tt)	Perda de carga na bandeja.
Diâmetro da coluna (Dc)	Capacidade de processamento da coluna.
Área transversal total da coluna (At)	Capacidade de processamento da coluna
Área ativa ou de borbulhamento (Aa)	Regime de operação da coluna e eficiência da bandeja.
Área perfurada total da bandeja (Ah)	Regime e flexibilidade de operação da coluna, perda de carga na bandeja e tendência ao choro.
Área ocupada por um vertedouro (Ad)	Tendência à inundação do vertedouro.
Percurso efetuado pelo líquido na bandeja (Fpl)	Eficiência da bandeja.
Comprimento do dique de contenção (lw)	Acúmulo de líquido no vertedouro.

Adaptada de SINNOTT (1997) e BARNICKI e DAVIS (1989a)

2.4.1.4- Determinação do Diâmetro da Coluna

O diâmetro de uma coluna separadora é a principal dimensão relacionada à capacidade de processamento e sua determinação é procedimento obrigatório em qualquer projeto. O diâmetro de uma coluna é estimado de maneira indireta, sendo calculado a partir das áreas constituintes da bandeja como a área do vertedouro (Ad), e área ativa ou reta (Aa ou An), a depender do procedimento de cálculo utilizado.

Para pratos perfurados, as áreas ativa ou reta são estimadas em função da vazão de gás que as atravessa, um limite acima do qual ocorre inundação por arraste. A área do vertedouro é determinada de forma a evitar a inundação, impedindo o acúmulo excessivo de líquido no mesmo.

Dimensionamento do Vertedouro

O vertedouro (*downcomer*) é um dispositivo mecânico importante para o funcionamento hidrodinâmico da coluna, é por meio dele que a corrente líquida efetua seu percurso do topo ao fundo da coluna, bandeja por bandeja.

Em seu projeto, a principal preocupação consiste em evitar que qualquer forma de inundação do vertedouro ocorra, assegurando também que perdas de carga excessivas não sejam permitidas (LOCKETT, 1986; KISTER, 1992). Assim, seu projeto deve manter a formação de espuma dentro do mesmo em níveis controlados e garantir que sua área de seção transversal seja suficiente para impedir o acúmulo de líquido na parte superior da bandeja. A respeito dos tipos de inundação do vertedouro e de critérios de projeto para evitar sua ocorrência, diversos autores têm indicado informações e correlações essenciais ao seu dimensionamento. ECONOMOPOULOS (1978), LOCKETT (1986) e KISTER (1992) são alguns deles.

O acúmulo de líquido aerado no vertedouro é evitado impedindo-se que a altura de líquido acumulado, h_{bc} , exceda a soma do espaço entre pratos e a altura do dique de contenção do prato superior, o que fornece a inequação a seguir (ECONOMOPOULOS, 1978):

$$h_{bc} = h_w + h_{ow} + (h_t + h_{ud}) * [\rho L / (\rho L - \rho G)] \leq \phi_{dc} * (t_s + h_w) \quad (2.5)$$

O problema nesta imposição é que são necessárias estimativas do fator de aeração do vertedouro, ϕ_{dc} , chamado de densidade relativa média da espuma no vertedouro. Este parâmetro refere-se ao desprendimento de gás da mistura líquida encontrada no vertedouro (LOCKETT, 1986; FAIR et al., 1997). Conforme KISTER (1992), a complexidade da composição dessa mistura tem impedido a previsão de

um valor médio para o fator de aeração e as correlações encontradas são originadas de experimentos em condições particulares, as quais não permitem sua generalização para colunas em tamanho comercial.

Fatos como estes fazem com que tal fator seja adotado a partir de regras práticas baseadas na tendência que o sistema apresenta em formar espuma. A tendência à inundação do vertedouro pode ser minimizada quando a vazão de líquido ou o tempo de residência do mesmo no vertedouro é fixado dentro de limites razoáveis, garantindo que a área do vertedouro seja devidamente determinada. Segundo LOCKETT (1986), existe uma velocidade crítica a partir da qual esse fenômeno ocorre, e para sistemas do tipo ar-água esta velocidade está situada na faixa de 0,35 a 0,48m/s.

Os métodos empregados para a determinação da velocidade máxima de líquido no vertedouro são baseados nas correlações propostas nos manuais GLITSCH e KOCH, e na proposição de NUTTER (1976). LOCKETT (1986) avaliou, por estas correlações, os valores estimados para a velocidade de líquido no vertedouro em função da diferença de densidade entre as correntes líquida e gasosa. De acordo com os resultados encontrados para sistemas como ar-água (grandes diferenças de densidade), o critério do manual GLITSCH fornece as maiores velocidades no vertedouro, menores áreas de seção transversal. Já o critério proposto no manual KOCH, prevê as menores velocidades, isto é, maiores áreas de vertedouro, sendo a proposição de NUTTER (1976) aquela que prevê valores intermediários. Nenhum destes critérios tem se sobressaído sobre os demais em termos de recomendação para projeto, podendo qualquer um deles ser empregado (FRANK, 1977; BARNICKI e DAVIS, 1989b; KISTER, 1992).

A perda de carga na saída do vertedouro merece atenção. De acordo com FAIR et al. (1997), embora a perda de carga seja pequena, ela se torna importante porque sua estimativa leva ao dimensionamento do vão entre o vertedouro e a bandeja inferior, dcl. Este parâmetro é fundamental à estabilidade hidrodinâmica da bandeja e à distribuição de líquido, pois serve para evitar a passagem da corrente gasosa pelo vertedouro. A estimativa desta perda de carga é realizada pela equação de CICALESE et al. (1947), equação citada por praticamente todos

os trabalhos que enfocam essa etapa do projeto (ECONOMOPOULOS, 1978; LOCKETT, 1986; KISTER, 1992, SINNOTT, 1997; FAIR et al., 1997).

Calculadas as áreas constituintes e a velocidade máxima permitida, o diâmetro da coluna pode ser determinado a partir da expressão a seguir:

$$D_c = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot A_t} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot (A_n + A_d)} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot (A_a + 2A_d)} \quad (2.6)$$

2.4.1.5 - Perda de Pressão em Bandejas Perfuradas

A perda de pressão em pratos é um parâmetro importante no projeto, é ela quem vai determinar a potência requerida pelo soprador para o transporte do ar dentro da coluna. A perda de pressão é tomada em termos de altura de coluna líquida, e a perda de carga, é normalmente expressa em unidades de comprimento.

Segundo pesquisadores como ECONOMOPOULOS (1978), BENNETT et al. (1983), LOCKETT (1986), considera-se a existência de três fontes principais de perda de carga na bandeja: uma primeira ocasionada pela passagem do fluxo de gás por dentro dos orifícios (h_d), uma outra provocada pela presença de uma coluna estática de massa líquida aerada acima da superfície da bandeja (h_L) e uma última atribuída à formação de bolhas de gás quando a corrente gasosa atravessa os orifícios da bandeja (h_σ) (Figura 2.6).

Os modelos existentes para a estimativa da perda total de pressão consideram que essas parcelas são aditivas. Assim, a perda de pressão total na bandeja (h_t) pode ser calculada como o somatório das perdas de carga causadas por estes fenômenos separadamente. Isto corresponde matematicamente a:

$$h_t = h_d + h_L + h_\sigma \quad (2.7)$$

A fim de tornar mais fácil a análise da perda de carga numa bandeja, cada uma das parcelas que a constituem será tratada separadamente.

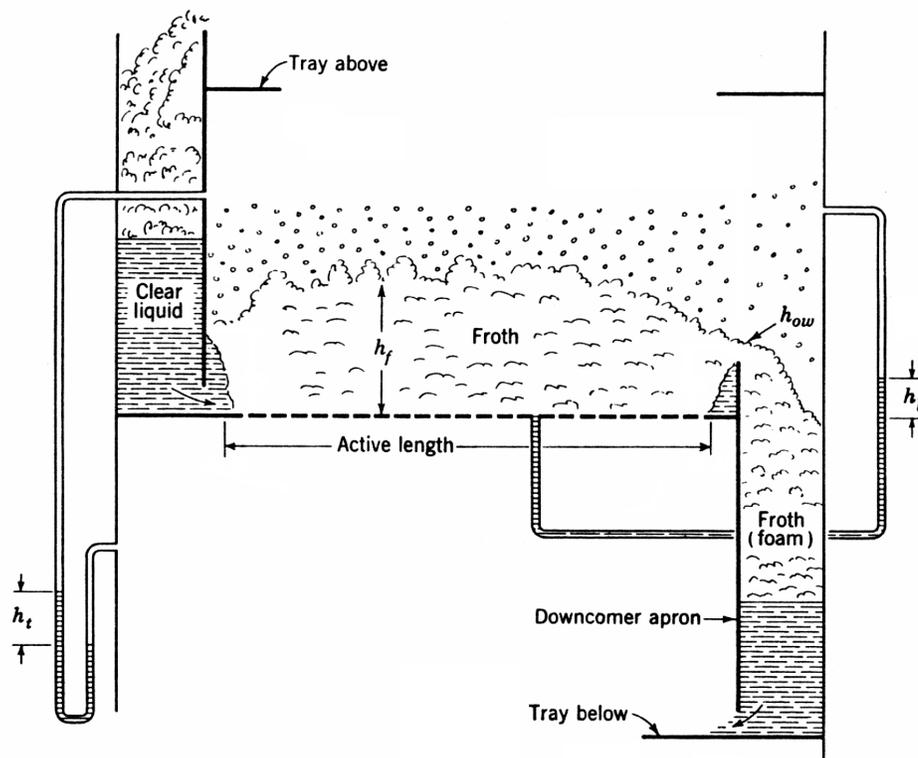


Figura 2.6 – Perda de carga total em bandejas perfuradas. Aqui h_t representa a perda de carga total, h_l a perda de carga devido à presença da massa aerada e, h_f a altura efetiva da espuma

Fonte: FAIR (1963)

Perda de Pressão da Bandeja Seca (*dry tray pressure drop*)

A perda de carga provocada pela passagem de gás por dentro dos orifícios, é conhecida como perda de pressão da bandeja seca. De acordo com BENNETT et al. (1983), isto acontece porque os modelos existentes para sua estimativa não levam em consideração as condições de fluxo que podem ser encontradas em bandejas úmidas (*wet trays*), como variações de fluxo dentro das perfurações individualmente e o arraste de líquido a partir da bandeja inferior. Correlações propostas apresentam essa limitação, BENNETT (1983), entre outros autores,

afirma que, os resultados têm apresentado boa concordância com os dados experimentais.

Sua estimativa é realizada por meio de uma equação que descreve o fluxo de fluidos em orifícios (LOCKETT, 1986; BARNICKI e DAVIS, 1989; FAIR et al., 1997; SINNOTT, 1997). Para pratos perfurados, esta pode ser escrita na seguinte forma geral:

$$hdo = 50,8 \cdot 10^{-3} * \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) * \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \quad (2.8)$$

Esta parcela da perda de carga depende das propriedades físicas dos fluidos constituintes do sistema, da velocidade, u_h , com que a corrente gasosa atravessa a área perfurada da bandeja, A_h , e do parâmetro C_o , chamado de coeficiente de descarga ou coeficiente do orifício.

De acordo com as correlações, as principais variáveis que influenciam este coeficiente são a área fracionária e a razão entre a espessura da bandeja e o diâmetro das perfurações, esta última, segundo LOCKETT (1986), influência mais significativa, por causa da formação de uma “vena-contracta” durante a passagem da corrente gasosa por dentro das perfurações. Ao contrário do que se esperaria em tubulações, verifica-se que bandejas mais espessas e menores diâmetros levam a menores perdas de pressão (LOCKETT, 1986).

Estudos posteriores aos de LEIBSON et al. (1957) e HUGHMARCK e O'CONNELL (1957) demonstram que as gotículas de líquido arrastado pela corrente gasosa influenciavam esta parcela da perda de pressão, sendo que alguns trabalhos científicos propuseram correções que objetivaram tal influência. Este foi o caso dos trabalhos apresentados por FAIR (1963) e WALLIS (1969), citados em LOCKETT (1986). Conforme LOCKETT (1986) e recomendações de BARNICKI e DAVIS (1989b), a equação a seguir, uma simplificação da proposta de WALLIS, pode ser empregada para efeitos práticos de projeto.

$$hd \cong hdo * \left(1 + \frac{e_m}{MAS_G} \right) \quad (2.9)$$

Perda de Pressão Devido à Presença da Massa Aerada Acima da Bandeja

A queda de pressão através da massa aerada chamada de altura de líquido clarificado, h_L , constitui-se numa das variáveis mais relevantes ao comportamento hidrodinâmico de uma coluna separadora, uma vez que influencia a tendência ao choro, além de afetar a eficiência do processo de separação (LOCKETT, 1986). Esta parcela da perda de carga da bandeja é função do tipo de regime de fluxo existente e pode ser determinada por uma das equações existentes na literatura.

As correlações existentes para sua estimativa são baseadas em dados de laboratório. Segundo WIJN (1998), elas podem ser agrupadas em três classes principais a depender do tipo de lei que relaciona h_L com os demais parâmetros: Forma linear: $h_L = \alpha h_w + \beta u_a \sqrt{\rho_G} + \gamma L_m + \delta$; baseadas nos dados obtidos para colunas dotadas de calotas, assumem uma dependência linear da altura de líquido claro em função de parâmetros como a altura do dique de contenção; Forma de lei

de potência: $h_L = constante h_w^p \left(\frac{Q_L}{I_w} \right)^q \left(u_a \sqrt{\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)}} \right)^r A_f^s d_h^t$ assumem uma

dependência da altura de líquido claro na forma de lei de potência em função de variados parâmetros, como a área fracionária, A_f ; Forma adaptada da Equação

de Francis: $h_L = \phi_e \left[h_w + C \left(\frac{Q_L}{\phi_e I_w} \right)^{\frac{2}{3}} \right]$, assumem que a altura de líquido pode ser

estimada por fórmulas que possuam o formato proposto por Francis para o fluxo de um líquido homogêneo por cima de um dique de contenção. Este tratamento divide a altura de líquido claro em duas parcelas, uma que se situa abaixo do dique de contenção e outra situada acima do mesmo.

Segundo KISTER (1992), as estimativas efetuadas para h_L devem estar associadas a um determinado tipo de regime de fluxo, e a diferentes composições das fases líquida e gasosa. Todas as equações citadas para avaliação desta parcela da perda de carga apresentam fundamentos baseados no mecanismo hidrodinâmico existente no regime de espuma, assim, algumas delas têm sido indicadas para o cálculo de h_L também no regime de spray, por terem incorporado

dados referentes a este tipo de regime de fluxo em sua validação (BARNICKI e DAVIS, 1989). São encontradas na literatura indicações das correlações propostas por STICHLMAIR (1978), COLWELL (1981) e BENNETT et al. (1983) para estimativas no regime de spray. COWELL (1981) admite a possibilidade de sua proposição ser utilizada para este fim, embora alerte para os riscos existentes neste procedimento.

Quando o regime operacional é o de spray, o mecanismo pelo qual a equação de Francis foi deduzida não se aplica diretamente, já que um mecanismo mais razoável para a descrição do fluxo nesta condição deve levar em conta o movimento das gotas de líquido quando arrastadas pela corrente gasosa (LOCKETT, 1986; WIJN, 1999).

Diante da quantidade de correlações existentes, alguns autores têm se preocupado em avaliar os resultados obtidos com as mesmas para bancos de dados ainda maiores do que os utilizados em sua validação. Alguns destes autores estão referidos a seguir, bem como algumas recomendações sugeridas por eles. LOCKETT (1986) testou várias equações para um amplo conjunto de dados, sendo que a expressão proposta por FAIR (1963) e nenhuma das expressões específicas para o regime de spray fizeram parte desta análise. Ele concluiu que as equações de STICHLMAIR (1978) e COWELL (1981) são as mais apropriadas para estimar h_L quando o sistema se encontra no regime de espuma; não descartando a aplicação da expressão proposta por BENNETT et al. (1983) também para este caso. No regime de spray, LOCKETT (1986) afirma que a situação é mais incerta e que a proposta de STICHLMAIR (1978) talvez possa ser aplicada, uma vez que a mesma tenta incorporar, na equação de Francis, o efeito do jateamento de gotículas líquidas, característico deste regime de fluxo. KISTER (1992) cita que a equação de FAIR (1963) é a mais recomendada por engenheiros projetistas, mas indica a equação obtida por BENNETT et al. (1983) para estimativas mais precisas. KISTER (1992) condena, no entanto, o emprego desta última equação quando o regime operacional é o de spray, uma vez que esta foi obtida a partir de considerações referentes ao regime de espuma. Admite também o uso da equação proposta por COWELL (1981) para o regime de espuma, pois, além de prever dados experimentais mais precisamente do que outras

expressões, esta correlação é a utilizada pela maioria das estimativas do ponto de choro. Para o regime de spray, KISTER (1992) recomenda uma correção desenvolvida por ele em KISTER e HAAS (1987) a partir do trabalho de JERONIMO e SAWISTOWSKI (1973), específico para sistemas ar-água. Fair et al. (1997) afirmam que as propostas de FAIR (1963) e BENNETT et al. (1983) foram testadas para uma base com mais de 300 dados cobrindo uma extensa faixa de sistemas e condições operacionais. Os resultados apontaram para um erro médio em torno de $\pm 0,35\%$ para a proposta de BENNETT et al. (1983) e de $\pm 5\%$ para a de FAIR (1963). Desta forma, embora seja de difícil aplicação devido às não-linearidades presentes, o método de BENNETT et al. (1983) é recomendado quando a determinação da perda de carga é imprescindível para o processo. Nada é comentado a respeito do tipo de regime de fluxo presente no sistema.

Existem ainda divergências sobre a aplicação de correlações para a estimativa da altura de líquido claro. Sendo que nenhuma das correlações comentadas pode ser considerada a mais indicada para a previsão desta parcela da perda de carga, se o tipo de regime de fluxo for levado em consideração.

Perda de Pressão Residual

Segundo SINNOTT (1997) a perda de pressão residual tem esse nome porque era referida como a diferença observada entre o valor total de perda de pressão medido experimentalmente, h_t (experimental), e o valor obtido da soma de h_d com h_L , previstos por meio de correlações como as apresentadas anteriormente.

Há discussões sobre os fatores que influenciam esta parcela da perda de pressão, porém, há evidências de que esta parcela seja menos significativa em sistemas que apresentam menor tensão superficial (LOCKETT, 1986). Por esta causa, vários autores a interpretam como um excesso de pressão necessária para romper a tensão superficial durante a formação de bolhas, quando a corrente gasosa passa através dos orifícios da bandeja e entra em contato com a corrente líquida (FAIR, 1963; BENNETT et al., 1983).

Considerando-se esta evidência, algumas equações foram propostas como intuito de quantificar essa parcela de perda de pressão. Dentre as existentes, duas são empregadas com mais frequência; a proposição de STERBACEK (1967) e a de BENNETT et al. (1983). Conforme LOCKETT (1986), essas correlações são simplificadas, pois não equacionam várias outras evidências experimentais observadas ao longo dos anos. Acredita-se que h_{σ} seja dependente do regime de fluxo no qual está sendo operada a coluna e da geometria da bandeja.

Desta forma, LOCKETT (1986) recomenda que diagramas construídos a partir de dados experimentais devam ser mais confiáveis para efeitos de projeto, como é o caso dos resultados obtidos por MCALLISTER et al. (1958), citado em LOCKETT (1986).

2.4.2- Projeto de Transferência de Massa

Esta etapa do projeto de uma coluna consiste em determinar a quantidade de estágios de equilíbrio necessária para que o processo atinja um grau de separação nos componentes desejados. Neste sistema de estudo, significa remover os contaminantes presentes em águas residuárias.

Se tratando de um fenômeno que envolve transporte de massa e equilíbrio termodinâmico entre fases, os cálculos requeridos para este dimensionamento dependem das condições de temperatura e pressão do sistema, da natureza das espécies químicas presentes, do tipo de estágio de equilíbrio utilizado, entre outros, sendo imprescindível estabelecer todas as considerações a fim de que os fenômenos existentes possam ser equacionados.

Empregando *Air Stripping* em uma coluna dotada de pratos perfurados, procedimentos serão enfocados para estes tipos de equipamento e operação. Termodinamicamente, a composição das fases no interior de uma coluna de *air stripping* é representada pelas frações molares dos componentes em cada prato. Para uma torre composta de NP pratos e uma corrente líquida constituída de j contaminantes, em um determinado prato admitindo-se prato ideal, as

composições y_{nj} e x_{nj} estão relacionadas pelas relações de equilíbrio entre as fases.

O cálculo das composições de equilíbrio devem envolver estimativas das fugacidades das fases líquida e gasosa. Para as condições nas quais se aplicam *Air Stripping* (sistemas muito diluídos), a Lei de Henry se mostra adequada para a descrição termodinâmica do processo, e é aplicada para efeito de projeto (LI e HSIAO, 1990 e 1991; LABRANCHE e COLLINS, 1996). Assim, em um prato ideal, tem-se:

$$y_{nj}^* = H_j x_{nj} \quad \text{ou} \quad y_{nj} = H_j x_{nj}^* \quad (2.10)$$

com H_j sendo a Constante Adimensional de Henry e as composições assinaladas com * indicando as frações molares que estão em equilíbrio com as composições reais das fases na bandeja n.

Nas condições reais de funcionamento, o equilíbrio entre as fases líquida e gasosa raramente é atingido no prato. É habitual a realização dos cálculos no estado de equilíbrio e posterior correção para situações reais de não-equilíbrio, através do emprego de fatores eficiências (SINNOTT, 1997). O procedimento de cálculo do número de estágios pode empregar qualquer uma das definições de eficiência de bandeja.

- Eficiência de Bandeja de Murphree, EfM: Expressa a razão entre a separação real alcançada e a que seria obtida caso as fases na bandeja estivessem em equilíbrio. Considera que as correntes líquida e gasosa estão perfeitamente misturadas, as composições utilizadas para sua estimativa são as composições médias no prato. Esta eficiência é dada por:

$$EfMG_j = \frac{y_{nj} - y_{n-1j}}{y_{nj}^* - y_{n-1j}}$$

(2.11a)

(Fase Gasosa)

$$EfML_j = \frac{x_{n+1j} - x_{nj}}{x_{n+1j} - x_{nj}^*}$$

(2.11b)

(Fase Líquida)

- Eficiência Pontual ou Eficiência Pontual de Murphree, EfM : Tem definição equivalente à anterior, sendo as composições tomadas em um determinado ponto da bandeja. Deste modo, não é admitido que as correntes líquida e gasosa estejam perfeitamente misturadas;
- Eficiência Global da Coluna, Efo : Representa a razão entre o número de estágios ideais e reais necessários para a obtenção de um determinado grau de separação. Assim,

$$Efo = \frac{N^\circ \text{ de Estágios Ideais}}{N^\circ \text{ de Estágios Reais}} \quad (2.12)$$

A determinação do número de pratos para colunas de *air stripping* de VOCs pode ser encontrada numa pesquisa realizada por LI e HSIAO (1990). Nesta pesquisa estes autores empregaram métodos que combinam o balanço de massa dentro do equipamento com o emprego de eficiências de bandeja de Murphree, por considerar este procedimento mais rigoroso que o procedimento clássico, partindo da Equação de KREMSEK e da eficiência global da coluna.

LI e HSIAO (1990) desenvolveram um processo de obtenção do número de pratos real para colunas de *air stripping* a partir de considerações baseadas na Lei de Henry e em balanços de massa corrigidos com a eficiência de bandeja de Murphree entre várias seções da coluna. Foram desenvolvidos diagramas, como mostra a Figura 2.7, e as equações a seguir. Seja pelo diagrama ou por meio das equações, o número mínimo de pratos para colunas de *air stripping* é obtido como função do fator de stripping do componente-chave S_j , (aquele com menor Constante de Henry), da eficiência de bandeja de Murphree, E_m e da fração residual do contaminante j presente na água tratada, R_j .

$$NP = \frac{\text{Log} \left[\frac{1}{R_j} + \frac{\left(1 - \frac{1}{R_j}\right)}{S_j} \right]}{\text{Log} [E_{mGj} (S_j - 1) + 1]}, \quad \text{para } S_j \neq 1 \quad (2.13a)$$

$$NP = \frac{\left(\frac{1}{R_j} - 1 \right)}{E_{mGj}}, \quad \text{para } S_j = 1 \quad (2.13b)$$

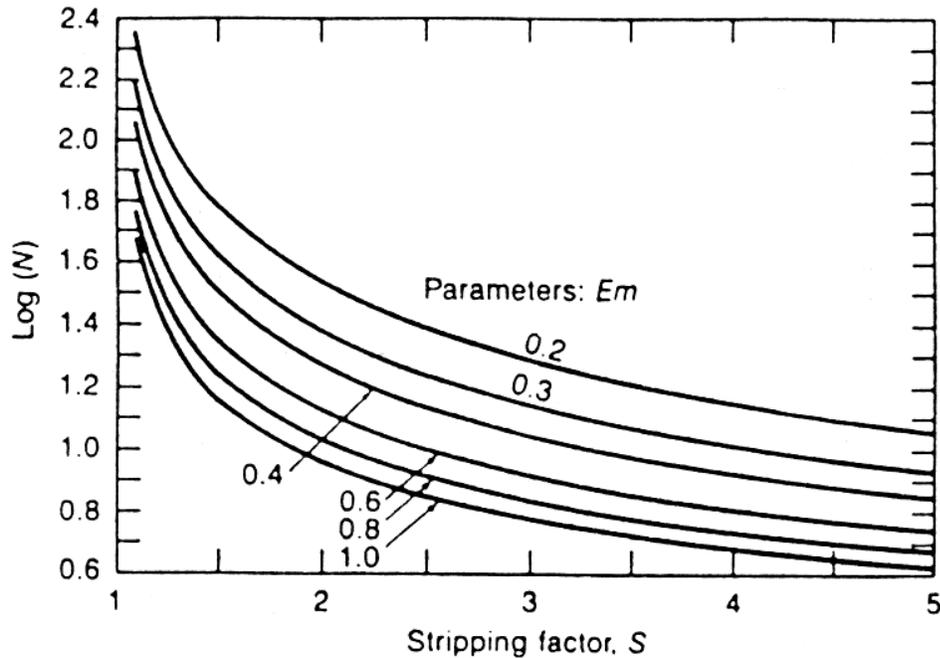


Figura 2.7 – Diagrama esquemático. Aqui N é o número de pratos necessários, S e E_m são, respectivamente, o fator de stripping e a eficiência de bandeja de Murphree para o componente menos volátil. Fonte: LI e HSIAO (1990)

Diante dos diagramas e das expressões matemáticas desenvolvidas, LI e HSIAO (1991) confeccionaram valores ótimos para o fator de stripping em função da Constante de Henry, para diversos VOCs estudados. Estes valores, segundo LUDWIG (1997), são adequados para fins de projeto e têm sido utilizados.

Determinado o número de pratos reais necessários a partir da equação anterior, a altura da coluna pode ser determinada diretamente em função do número real de pratos requerido e do espaçamento entre eles, utilizando-se a equação proposta por DOUGLAS (1988).

Eficiências de bandejas, segundo ECONOMOPOULOS, 1978; BARNICKI e DAVIS, 1989; KISTER, (1992), dependem de parâmetros de projeto, como

composição e propriedades físicas do sistema, além de fatores associados ao escoamento do prato (tipo, dimensões entre outros).

Estimativas da eficiência de uma bandeja consistem em procedimento que envolvem uma série de suposições relacionadas ao cálculo de unidades de transferência de massa, ao grau de mistura de cada uma das fases, à tendência ao arraste ou ao choro, ao tipo de regime de fluxo, entre outros (KISTER, 1992). Seja qual for o procedimento utilizado para estimativas da eficiência da bandeja, ele nos fornece a eficiência pontual de Murphree. Equações como a proposta por LEWIS (1936), que relaciona a eficiência global e a de Murphree, e outras mais citadas em FAIR et al. (1997), podem ser aplicadas na obtenção de uma das eficiências a partir de valores da outra.

O enfoque principal da literatura é destinado à estimativa de eficiências na operação de destilação, onde são mais elevadas que nas operações de stripping e absorção (SINNOTT, 1997). Em destilação há predominância da fase gasosa (KISTER, 1992; FAIR et al., 1997). A fase líquida corresponde a uma parcela menos significativa da resistência global do processo e tem sua participação intensificada com o aumento da velocidade de corrente líquida na bandeja (LOCKETT, 1986).

Quando a operação envolvida é o *air stripping* de VOCs, a resistência à transferência de massa é pronunciada na fase líquida (KAVANAUGH e TRUSSELL, 1980; MCNULTY, 1994). De acordo com LOCKETT (1986), os modelos que estimam eficiências de bandeja baseados em dados obtidos em colunas destiladoras não se aplicam diretamente a colunas de *air stripping*.

LOCKETT (1986) destaca a existência de métodos teóricos e semiteóricos para estimativas de eficiências em colunas de destilação, originados de experimentos em colunas de *air stripping*, de umidificação e de absorção. Inúmeros estudos apresentam que o AIChE Method subestima os valores da resistência da fase líquida. Recomenda-se que o mesmo deva ser aplicado somente em sistemas onde a resistência apresenta uma contribuição pouco significativa (LOCKETT, 1986; KISTER, 1992; FAIR et al., 1997).

Várias modificações e atualizações já foram incorporadas ao AIChE Method. Dentre elas está a proposição de CHAN e FAIR (1984), considerada por SINNOTT, 1997 e BRAVO, 1998 um melhoramento em relação ao método original. Vários pesquisadores, dentre eles LOCKETT (1986), mostraram que a proposição de CHAN e FAIR (1984) prevê resultados experimentais com maior precisão que o AIChE Method, incorporando os mesmos elementos que fazem com que este falhe na previsão de resistências à transferência de massa na fase líquida. LOCKETT (1986) ainda destaca outras correlações baseadas em experimentos com colunas de absorção e stripping. São citadas, para colunas dotadas de bandejas perfuradas, as correlações obtidas por HARRIS (1965), ASANO e FUJITA (1966) e JEROMIN et al. (1969). LOCKETT (1986) acredita que estes procedimentos possam ser empregados em colunas de *air stripping* dotadas de pratos perfurados, nenhum comentário adicional sobre esses trabalhos foi encontrado no restante da literatura.

Destaca-se que as eficiências estimadas por todas as correlações estão na forma “seca”, considerando que somente a corrente gasosa atravessa as perfurações da bandeja, desprezando o efeito do arraste de gotículas líquidas pelas mesmas. Fatores de correção têm sido criados por vários pesquisadores para considerar esse fenômeno, o qual diminui a eficiência do processo. Dentre as propostas de correção existentes, SINNOTT (1997) e FAIR et al. (1997) recomendam a equação desenvolvida por COLBURN (1936) para levar em conta esse efeito.

Vale destacar ainda que, embora equações matemáticas rigorosas existam, devido a todas as incertezas existentes nos modelos utilizados para estimativas da eficiência de pratos, grande parte dos engenheiros projetistas costumam considerar que nenhuma das correlações para cálculo de eficiências é precisa o suficiente para seu emprego em projetos. Assim o projeto da coluna é realizado supondo uma eficiência conhecida experimentalmente e/ou embasada em experiências preliminares de trabalho com sistemas similares ao que se pretende projetar.

2.5- Dimensionamento dos Equipamentos Auxiliares

Seguindo as etapas estabelecidas para o projeto da Unidade, torna-se necessário identificar e dimensionar equipamentos auxiliares, como os requeridos para transporte de fluidos. O sistema de tratamento proposto necessita de uma bomba para transporte da água contaminada até o topo da coluna de *air stripping*, um soprador para injeção de ar nesta, além das tubulações que conduzirão os fluidos até a coluna.

2.5 .1- Considerações Gerais para o Transporte de Fluidos

Qualquer equipamento que transporte um fluido efetua essa ação aumentando a pressão exercida no fluido, gerando uma força motriz necessária à movimentação deste. A energia requerida para este aumento de pressão é fornecida por uma fonte externa, normalmente elétrica, na forma de potência introduzida no sistema. Esta potência e a vazão de transporte são os principais fatores que caracterizam o dimensionamento de equipamentos que efetuam transporte de fluidos (PETERS e TIMMERHAUS, 1991), como é o caso de bombas e sopradores.

Tendo as características básicas de operação semelhantes para o transporte de líquidos e gases, os detalhes mecânicos diferem entre esses equipamentos (ULRICH, 1984). Existem diversos tipos de equipamentos que podem ser empregados, e a escolha do mais apropriado deve ser fundamentada na análise de fatores como quantidade e propriedades físicas do fluido a ser transportado, tipo de potência a ser transferida, distribuição de fluxo requerida, presença de sólidos no fluido entre outros (SINNOTT, 1997).

Para o transporte de fluidos pouco viscosos, a temperatura ambiente e à pressão moderada, bombas centrífugas e ventiladores ou sopradores centrífugos são os dispositivos mais empregados na indústria de processos químicos para as tarefas específicas da Unidade de *Air Stripping* proposta (POE e BONNELL, 1999; TILTON, 1997; POLLAK, 1973).

A quantidade de energia necessária é obtida a partir de um balanço de energia mecânica no sistema. Considerando-se dois pontos genéricos distintos no sistema, ponto 1 onde o fluido entra no sistema e o ponto 2 onde o mesmo fluido abandona o sistema, um balanço de energia mecânica entre eles fornecerá a seguinte equação (PETERS e TIMMERHAUS, 1991):

$$(z_2 - z_1) * (g/g_c) + \int_{P_1}^{P_2} \frac{dP}{\rho_{\text{fluido}}} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha g_c} + \sum F = W_o \quad (2.14)$$

Uma equação como a apresentada é bastante genérica e pode ser aplicada tanto no caso da bomba como do soprador. A partir dela pode-se calcular a energia requerida pelo sistema para mover o fluido entre quaisquer pontos genéricos 1 e 2. Para o sistema estudado nesta pesquisa, é necessário caracterizá-lo com detalhes, incluindo no balanço de energia as cotas dos pontos onde este será realizado, o comprimento total e o diâmetro das tubulações usadas no transporte dos fluidos, os acessórios empregados, a distribuição de pressões no sistema entre outros. Para instalações de bombeamento de líquidos, encontra-se na literatura recomendações nos trabalhos de TELLES (2000), POE e BONNELL (1999), AZEVEDO NETTO et al. (1998), NAYYAR (1992), LUDWIG (1997), MACINTYRE (1987) entre outros. No transporte de correntes gasosas, podem ser indicadas como referências os trabalhos de GOMIDE (1997b), NAYYAR (1992), LUDWIG (1984), MESQUITA et al. (1977) e POLLAK (1973).

Bombas centrífugas apresentam em seu processo de dimensionamento uma consideração adicional ao balanço de energia, a estimativa da NPSH – *Net Positive Suction Head* – disponível no sistema. Este parâmetro corresponde à mínima pressão, medida em altura de fluido transportado, que a corrente líquida deve possuir na sucção da bomba a fim de evitar a formação de bolhas de vapor, evitando a cavitação da bomba por presença de substâncias voláteis no líquido transportado (GOMIDE, 1997a). Um valor mínimo é fornecido por fabricantes a fim de que a instalação seja projetada para valores acima do mesmo.

No dimensionamento do ventilador/soprador, conforme (TILTON, 1997; SINNOTT, 1997; LUDWIG, 1984), deve-se ater para o fato de que a densidade de uma corrente gasosa varia com a pressão. Dependendo do nível de variação de pressão exigido pelo processo, a literatura divide os equipamentos que efetuam o transporte de fluido gasoso em três tipos: ventiladores, sopradores e compressores. Para a unidade de *air stripping* projetada, somente os dois primeiros encontram aplicação (TILTON, 1997; LUDWIG, 1984; ULRICH, 1984). Segue abaixo algumas características dos mesmos. Os ventiladores (fans) trabalham onde a diferença de pressão entre a saída e a sucção do equipamento não ultrapassa em geral 1psi, podendo chegar até um valor de 3 psi (LUDWIG, 1984). Nestes equipamentos, costuma-se desprezar os efeitos de compressibilidade, levando o cálculo da potência consumida a ser avaliado por meio de relações bastante simples. Os sopradores (blowers) podem abranger uma larga faixa de operação, próximas a 1 psi até situações onde tais diferenças podem chegar a centenas de psi (LUDWIG, 1984; ULRICH, 1984; TILTON, 1997). Neste caso, a simplificação dependerá do fluido, dos níveis de pressão aos quais este estará sujeito. Mesmo para o caso de fluidos compressíveis como o ar e o vapor d'água, NAYYAR (1992) admite que quando a densidade sofre pequenas variações, o fluido pode ser considerado como incompressível para efeitos de projeto.

Outra preocupação relacionada ao projeto de equipamentos que transportam fluidos, especialmente sopradores e ventiladores, diz respeito aos níveis de ruído gerados por estes equipamentos. Atualmente, com a ampliação dos métodos de controle de ruído, isso tem se tornado um problema menos grave para o projetista. Trabalhos mais específicos na área de controle de ruído industrial como GERGES (1992), BERANEK e VER (1992) e BELL (1994) se fazem importantes por apresentarem, as principais medidas de controle para a redução de ruído em linhas que transportam fluidos e em equipamentos como os sopradores.

2.5.2- Determinação do Diâmetro Ótimo das Tubulações

A parte complementar ao dimensionamento dos equipamentos de transporte é, a determinação do diâmetro ótimo (diâmetro econômico) das tubulações que conduzirão os fluidos transportados. Este cálculo é realizado pela avaliação do custo anual total de operação do sistema (bomba ou soprador acoplados às tubulações) e derivando-se em relação ao diâmetro da tubulação a fim de se obter o valor ótimo, como mostra PETERS e TIMMERHAUS (1991).

Procedimentos alternativos estão baseados na determinação do diâmetro econômico a partir de velocidades típicas, ou seja, velocidades ótimas que a prática industrial observou serem as mais adequadas para o transporte de fluidos em determinadas faixas de vazões e diâmetros (GOMIDE, 1997a; GEANKOPLIS, 1993; MACINTYRE, 1987; TELLES, 1979). No Anexo 2, podem ser vistos alguns destes valores. Por apresentar emprego direto, não dependendo de parâmetros ligados a custo, este procedimento é usado como *rule of thumb* para a seleção do diâmetro econômico das tubulações. Utilizando-se este procedimento, o diâmetro econômico ótimo é calculado a partir da velocidade sugerida e da vazão em que o fluido deve ser transportado.

2.6- Avaliação do Custo da Unidade de *Air Stripping*

A avaliação de custo deve incorporar fatores para gerar uma base segura de análise de viabilidade de um determinado investimento por parte do projetista. Em problemas de otimização, é comum que funções expressando algum tipo de custo sejam utilizadas na representação de funções-objetivo. Na prática, o custo é um dos fatores imprescindíveis na análise de produtividade de uma planta (BIEGLER et al., 1997).

Para a unidade de *Air Stripping* proposta, pretende-se obter uma expressão geral que leve em consideração gastos referentes à aquisição e montagem dos equipamentos principais, tubulações e instrumentação, além de gastos operacionais como a energia elétrica gasta pelos equipamentos.

Uma das alternativas empregadas para estimativas preliminares de custo em plantas químicas é a que utiliza o custo de aquisição dos principais equipamentos de processo como base de cálculo, tomando os demais custos como fatores ou frações deste. Este procedimento é conhecido como Método Fatorial e pode ser expresso pela equação a seguir, onde C_f é o custo fixo direto, CEq é a somatória dos custos dos equipamentos principais e fL é o “Fator de Lang”, um fator de proporcionalidade, compreendido entre 3 e 5, que engloba gastos adicionais a serem considerados na avaliação de custo de uma planta (SINNOTT, 1997; PETERS e TIMMERHAUS, 1991).

$$C_f = CEq * fL \quad (2.15)$$

O valor CEq , na unidade de *air stripping*, corresponde à soma do custo da coluna de stripping com o custo do ventilador/soprador de ar e da bomba centrífuga. Estes custos podem ser estimados a partir de diagramas disponíveis em GUTHRIE (1974), PETERS e TIMMERHAUS (1991), GARRETT (1989), entre outros. Para as intenções deste projeto necessita-se de correlações matemáticas que possam fornecer os preços dos equipamentos existentes. Adicionalmente, podem ser integrados ao custo fixo calculado, C_f , custos indiretos como gastos com fretes, seguros, impostos, serviços de engenharia e esboço do projeto, honorários de contratantes entre outros, os quais representam em média de 20 a 30% dos custos diretos (SINNOTT, 1997). O custo fixo total pode ser escrito como a seguir, onde $\sum fCi$ é a soma de todos os fatores de custo indireto considerados na expressão de custo (SINNOTT, 1997; PETERS e TIMMERHAUS, 1991).

$$C_{fix} = C_f * (1 + \sum fCi) \quad (2.16)$$

O fator de LANG, mostrado na equação (2.15), é um fator que reúne estimativas realizadas para uma unidade por completo e envolve somente parcelas de custo direto, como montagem de equipamentos, compra e instalação de tubulações, instrumentação entre outros. Alguns autores, como GUTHRIE

(1974), ULRICH (1984), GARRETT (1989) e SEIDER et al. (1999) preferem o emprego de fatores de proporcionalidade que variam para cada tipo de equipamento chamados “fatores custo modulares” (*bare-module factors*), incluindo considerações sobre custos indiretos.

Custos relacionados à aquisição de equipamentos e mão-de-obra estão sujeitos à inflação e todos os métodos de estimativa de custo utilizam-se de dados do passado para a previsão de custos no futuro. Torna-se necessário corrigir os valores estimados, a fim de atualizá-los em função da variação da inflação existente num período considerado. O método empregado para efetuar correções aplica o conceito de Índices de Custo. Estes índices fornecem o custo em um ano A futuro, a partir dos valores de custo obtidos em um ano base B no passado, segundo a expressão:

$$\text{Custo no ano A} = \text{Custo no ano B} * \frac{\text{Índice de Custo no Ano A}}{\text{Índice de Custo no Ano B}} \quad (2.17)$$

Alguns dos índices mais usados em estimativas de custo na indústria química são o *Process Engineering Index*, o *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEP Cost Index)* e o *Marshall e Swift Index (M & S equipment cost index)*.

Com o conjunto de equações formado pelas expressões de (2.15) a (2.17) e com informações a respeito do custo de equipamentos e fatores de proporcionalidade a serem considerados, pode-se obter estimativas de custo preliminar de projeto com uma precisão que a literatura admite estar dentro de uma faixa de 35 a 50% do valor real (PETERS e TIMMERHAUS, 1991).

Ainda referente a uma unidade de *air stripping*, uma outra parcela de custo importante é o custo operacional desta unidade, o custo de energia necessária ao transporte de fluidos no sistema. Segundo MCNULTY (1994), quando se utiliza *air stripping* a parcela mais significativa dos custos operacionais é a potência consumida pelo ventilador de ar.

Uma função-objetivo significativa para esta pesquisa deve ser o custo para transporte dos fluidos, uma expressão que forneça a potência total consumida pelos equipamentos que compõem o sistema em função de um tempo base como, o número de horas trabalhadas em um ano, como mostrado na equação 2.18, a

seguir. Outras estimativas para esta parcela de custo podem ser obtidas em PETERS e TIMMERHAUS (1991), etc.

$$\text{Custo Operacional} = (\text{Potbomb} + \text{Potsop}) * (\text{R\$/kWh}) * (\text{tempo base}) \quad (2.18)$$

Terminada a descrição as principais considerações citadas na literatura, bem como em trabalhos mais relevantes sobre cada etapa do projeto, descrevemos no próximo capítulo o modelo proposto para a otimização da Unidade de *Air Stripping*.

CAPÍTULO 3

A Unidade Considerada

Os capítulos anteriores caracterizam o objetivo desta pesquisa, além de fornecer uma revisão literária a respeito do projeto considerado. Este capítulo representa o equacionamento necessário à construção de um modelo representativo que ocorrem no sistema de estudo. Apresenta-se aqui o modelo geral construído por ALBUQUERQUE (2002), para a simulação da Unidade de *Air Stripping*.

Para aumentar a compreensão do modelo, dividiu-se as equações em grupos distintos e dependentes uns dos outros. As equações estão distribuídas da seguinte forma: Determinação do número de pratos da coluna, estabelecimento da configuração básica da bandeja e cálculo do diâmetro da coluna; estimativa da perda de carga na coluna e projeto complementar do vertedouro; ajuste da área perfurada e caracterização do regime de fluxo; restrições operacionais à coluna de stripping projetada; determinação da potência requerida para o transporte de fluidos no sistema; estabelecimento da função-objetivo a ser otimizada. A Unidade Considerada Proposta é descrita na Figura 3.1

Nas próximas seções, apresentam-se algumas considerações iniciais a fim de esclarecer alguns posicionamentos adotados durante a modelagem. A seguir, cada um dos grupos de equações citados é apresentado.

3.1- Considerações Iniciais

Um dos objetivos da pesquisa é obter os parâmetros ótimos para o emprego de colunas dotadas de pratos perfuradas na remoção de BTEX presentes em águas residuárias, empregando-se *air stripping*. Para alcançar esta finalidade, é

necessário criar um cenário de estudo, que contenha todas as informações que definam o sistema a ser analisado.

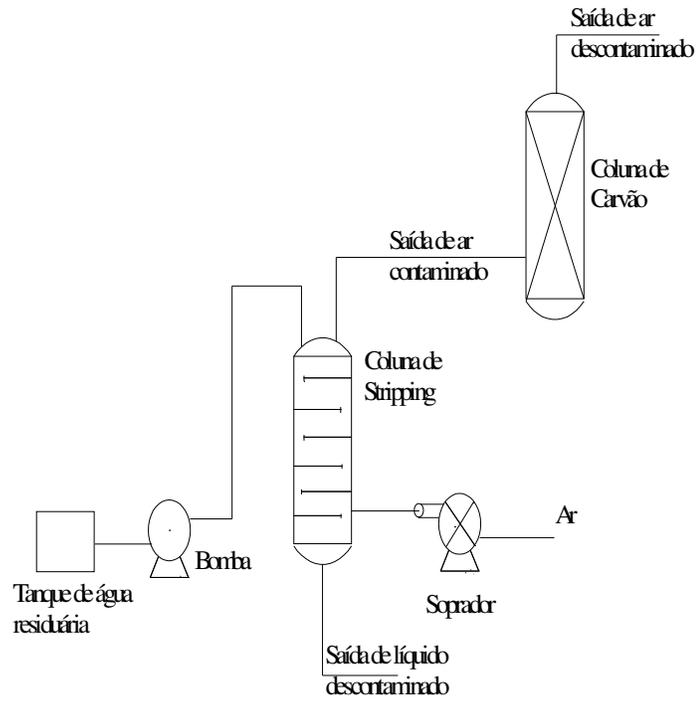


Figura 3.1 – Unidade Considerada

São considerados para este caso de estudo águas residuárias contaminadas por BTEX. Estes compostos foram escolhidos por serem contaminantes orgânicos imiscíveis em água, além de serem poderosos depressores do sistema nervoso central, apresentando alta taxas de toxicidade, mesmo em pequenas concentrações, além disso são facilmente encontrados como contaminantes de águas residuárias.

Definidos os compostos, as primeiras informações necessárias ao modelo foram às propriedades físico – químicas dessas substâncias. Essas informações são descritas na Tabela 3.1, e alimentam nosso modelo como parâmetros, segundo linguagem própria do software GAMS (General Algebraic Modelling System).

Tabela: 3.1 – BTEX dados físico-químicos

Compostos	Constante de Henry, H_j (atm)*	Massa Molar, MMj (g/mol)	Densidade ρ_j (kg/m ³)
Benzeno	187,0	78,11	883,0
Tolueno	207,0	92,14	870,0
Etilbenzeno	232,0	106,17	872,0
O - Xileno	137,0	106,17	884,0
M - Xileno	207,0	106,17	868,0
P -Xileno	189,0	106,17	865,0

Fontes: * LI e HSIAO (1991), P e T de referência: 1 atm e 25°C, respectivamente; LIDE e KEHIAIAN (1994), P e T de referência: 1 atm e 25°C, respectivamente; LIDE (1997), P e T de referência: 1 atm e 25°C, respectivamente.

Para a construção do modelo, foram consideradas algumas suposições iniciais que delimitaram como seriam tratadas as propriedades físicas das correntes líquida e gasosa na unidade de *air stripping*. A Tabela 3.2 indica as primeiras considerações feitas para esta modelagem.

Tabela: 3.2 – Principais considerações iniciais para o projeto

Consideração	Causa	Conseqüências
Vazão da corrente líquida: $7 < QL < 35$ m ³ /h.	Limites encontrados na prática para o emprego de colunas dotadas de pratos perfuradas em <i>air stripping</i> .	Perfil de fluxo cruzado com passagem única da corrente líquida pelo prato é o mais adequado, baseado no diagrama de Huang e Hodson (1958).
As soluções aquosas são bastante diluídas e as concentrações máximas iniciais são 28ppm (molar)	Emprego da Lei de Henry como relação de equilíbrio entre as fases presentes dentro da coluna de stripping.	As variações de vazão das correntes líquida e gasosa na coluna são desprezíveis; As propriedades físicas das correntes líquida e gasosa são tomadas como as propriedades da água e do ar puros, nos níveis de pressão e de temperatura considerados.

A partir das equações usadas nas etapas posteriores do modelo e em função das considerações iniciais assumidas na modelagem, as seguintes constantes foram introduzidas inicialmente no modelo proposto:

Constantes padrões:

- $\pi = 3,14159265359$;
- Aceleração da gravidade, $g = 9,80665$ m/s².

Constantes relacionadas às considerações iniciais assumidas:

- Pressão atmosférica, $P_{atm} = 1,01325 \times 10^5$ Pa (1atm);
- Temperatura ambiente considerada, $T_a = 298,15$ K (25°C);
- Densidade padrão da água, $\rho_L = 997,92$ kg/m³;
- Densidade da água à 25°C, $\rho_L = 997,08$ kg/m³;
- Densidade do ar à 25°C, $\rho_G = 1,183$ kg/m³;
- Massa molar da corrente líquida, $MML = 18,02$ g/mol;
- Tensão superficial do líquido, $\sigma = 74,83$ mN/m;
- Viscosidade dinâmica da mistura gasosa, $\mu_G = 1,79 \cdot 10^{-5}$ kg/(m* s);

- Viscosidade dinâmica da corrente líquida, $\mu_L = 1,15 \cdot 10^{-3} \text{ kg/(m} \cdot \text{s)}$;
- Vazão volumétrica de líquido, QL (valor fixado nas simulações) em m^3/h ;
- Vazão mássica da corrente líquida, em kg/h ,

$$MASL = QL \cdot \rho_L \quad (3.1)$$

- Vazão molar da corrente líquida, em kmol/h ,

$$MOLL = MASL/MML \quad (3.2)$$

Constantes para verificação, variam com a concentração inicial adotada:

- Composição da mistura líquida que entra na coluna em termos de fração mássica,

$$X_{omas,j} = \left(\frac{MM_j \cdot X_{o,j}}{MM_{mx1}} \right) \quad (3.3)$$

- Massa molar da mistura líquida ao entrar na coluna, onde m é o número de VOCs presentes na água contaminada.

$$MM_{mx1} = \sum_{j=1}^m \left(\frac{X_{o,j} \cdot MM_j}{10^6} \right) + MM_L \cdot \left(1 - \sum_{j=1}^m \frac{X_{o,j}}{10^6} \right) \quad (3.4)$$

- Densidade da mistura líquida ao entrar na coluna, baseada na recomendação de FELDER e ROUSSEAU (1991), considerando que os volumes são aditivos:

$$\rho_{mx1} = \frac{1}{\sum_{j=1}^m \left(\frac{X_{omas,j}}{\rho_j \cdot 10^6} \right) + \left(\frac{1 - \sum_{j=1}^m \left(\frac{X_{omas,j}}{10^6} \right)}{\rho_L} \right)} \quad (3.5)$$

Outras constantes serão apresentadas conforme a descrição do modelo formulado, nenhuma constante adicional será acrescentada ao modelo até o do

dimensionamento dos equipamentos auxiliares. Para as constantes, também foi necessário a introdução de variáveis auxiliares, sendo criadas a fim de substituir termos em equações complexas e, assim, facilitar os cálculos efetuados pelo GAMS, conforme recomenda BROOKE et al. (1996). As equações são dispostas aqui em sua forma original, isentas de quaisquer variáveis auxiliares empregadas na modelagem, em linguagem própria do GAMS.

Identificadas as suposições e as definições iniciais que compõem o modelo criado, seguem as equações empregadas em sua construção. Além das equações, são apresentadas as considerações assumidas, seu emprego e as principais restrições decorrentes de seu uso.

3.2- Determinação do Número de Pratos Perfurados da Coluna

O número de pratos é determinado segundo procedimentos de LI e HSIAO (1990). A Tabela 3.3 apresenta as considerações feitas nesta etapa.

Tabela: 3.3 – Considerações assumidas na determinação do número de pratos

Consideração	Causa	Conseqüências
Os efeitos térmicos devido à liberação de BTEX da água e à absorção destes no ar são desprezíveis.	São efeitos pouco expressivos e considerados nos fatores de segurança empregados no projeto.	A temperatura não se altera significativamente dentro da coluna e nas bandejas, os balanços energéticos dentro da coluna não consideram efeitos térmicos.
As vazões de líquido e de ar se mantêm inalteradas para efeito de cálculos.	Concentrações muito baixas de componentes voláteis na corrente líquida contaminada.	Só os balanços de massa englobando o sistema inteiro são significativos.
A eficiência de bandeja de Murphree é a mesma em todas as bandejas e para todos os BTEX.	Consideração comum para efeito de projeto. Simplificam os cálculos.	As eficiências de bandeja consideradas serão as piores possíveis, a fim de que o dimensionamento obtido seja conservativo.

A eficiência de bandeja Murphree, EfM, foi considerada constante, este valor foi considerado como sendo 60%, um valor elevado para colunas de

stripping, segundo SEIDER et al. (1999). Por esse motivo, realizou-se, simulações com valores de EfM fixados em 30 e 60%, a fim de se observar como a função objetivo seria afetada por mudanças na eficiência da bandeja.

A Figura 3.2 descreve o escoamento das correntes líquida e gasosa dentro da coluna e dentro das bandejas.

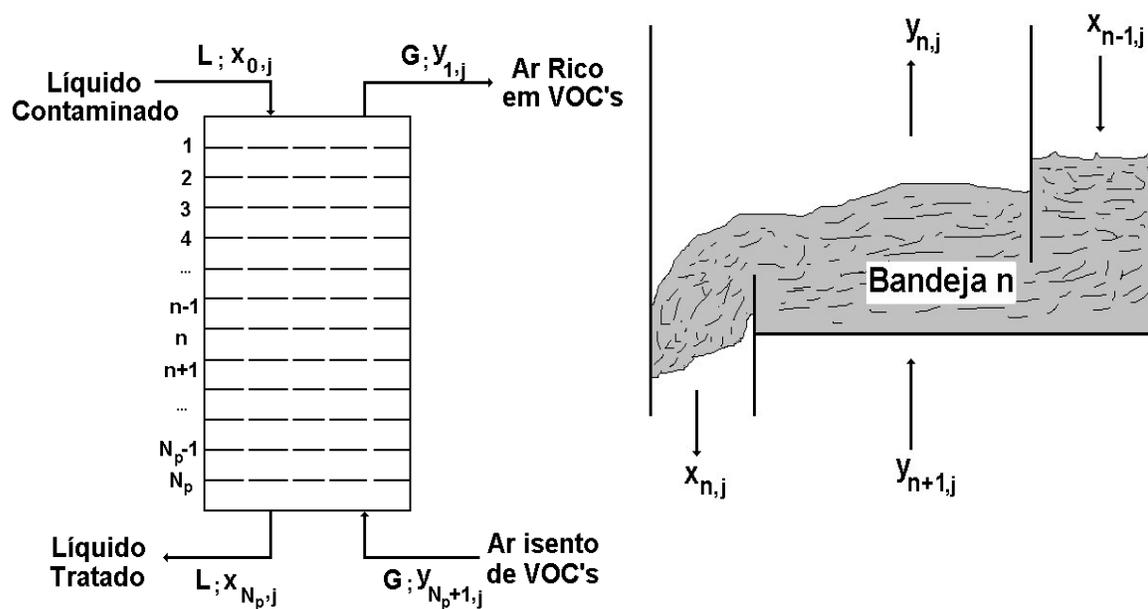


Figura 3.2 – Esquemas mostrando as correntes de entrada e saída na coluna e composições numa bandeja n

Fonte: KISTER, 1992

As principais equações e considerações assumidas na aplicação deste modelo estão descritas a seguir:

DEFMMG: Cálculo da massa molar da corrente gasosa em função da fração molar dos componentes presentes.

$$MMG = \sum_{j=1}^m \left(\frac{y_{1,j} * MM_j}{10^6} \right) + 28,84 * \left(1 - \sum_{j=1}^m \frac{y_{1,j}}{10^6} \right) \quad (3.6)$$

CALCS(j): Cálculo do fator de stripping, S, requerido para cada componente j.

$$S_j = H_j * \left(\frac{MOL_G}{MOL_L} \right) \quad (3.7)$$

DefIRes(j): Definição da variável IResj que é igual ao inverso da fração residual do contaminante j presente na água tratada.

$$IResj = \left(\frac{x_{o,j}}{x_{N,j}} \right) \quad (3.8)$$

CalcN(j): Cálculo do número requerido de bandejas para se atingir uma determinada concentração final xN,j de contaminantes na água residuária.

$$NP = \frac{\text{Log} \left[IRes_j + \frac{(1 - IRes_j)}{S_j} \right]}{\text{Log} [EfM_j (S_j - 1) + 1]} \quad (2.13a)$$

DefHcol: Cálculo da altura da coluna de stripping em função do número de bandejas estimadas pela equação (2.13a). Expressão adaptada da proposição de DOUGLAS (1988), onde ts + 0,80m foi o espaço deixado como segurança para garantir a saída de líquido e gás pela coluna.

$$Hcol = ts * NP + 0,80 \quad (3.9)$$

Balmol(j): Balanço molar global para a coluna de stripping. Determina a composição em ppm (base molar) de cada contaminante que deixa a coluna juntamente com a corrente gasosa.

$$y_{1,j} = \frac{MOL_L}{MOL_G} * (X_{o,j} - X_{N,j}) \quad (3.10)$$

DefMMx2: Determinação da massa molar da mistura líquida ao sair da coluna.

$$MM_{mx2} = \sum_{j=1}^m \left(\frac{X_{N,j} * MM_j}{10^6} \right) + MM_L * \left(1 - \sum_{j=1}^m \frac{X_{N,j}}{10^6} \right) \quad (3.11)$$

Estrhom2: Estimativa da densidade da mistura líquida ao sair da coluna de stripping, baseada na recomendação de FELDER e ROUSSEAU (1991).

$$\rho_{mx2} = \frac{1}{\sum_{j=1}^m \left(\frac{X_{Nmas,j}}{\rho_j 10^6} \right) + \left(\frac{1 - \sum_{j=1}^m \left(\frac{X_{Nmas,j}}{10^6} \right)}{\rho_L} \right)} \quad (3.12)$$

3.3 – Configuração da Bandeja e Cálculo do Diâmetro da Coluna

Em função das faixas de vazão de trabalho (vazão de líquido = QL = 6,8;10,0 e 15 m³/h), assumiu-se o perfil de fluxo cruzado com uma única passagem de corrente líquida, como mostrado nas Figuras 2.1 e 3.3.

Propô-se como perfis adequados para o vertedouro e o dique de contenção a seguinte configuração, vertedouro segmentado reto com dique de contenção somente na saída da bandeja, cujo perfil é observado na maioria das aplicações de colunas dotadas de pratos (KISTER 1980e). A Figura 3.3 indica opções

possíveis. As configurações assumidas para a bandeja e os acessórios que a compõem são demonstrados na Figura 3.4.

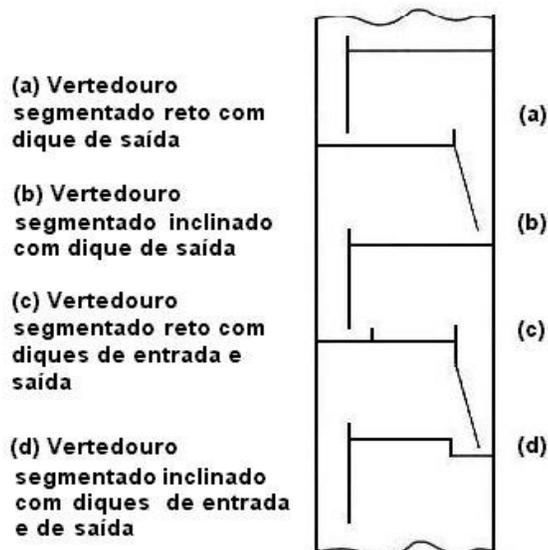


Figura 3.3 –Possíveis configurações existentes para vertedouros e diques de contenção – Fonte: BARNIKI e DAVIS (1989a)

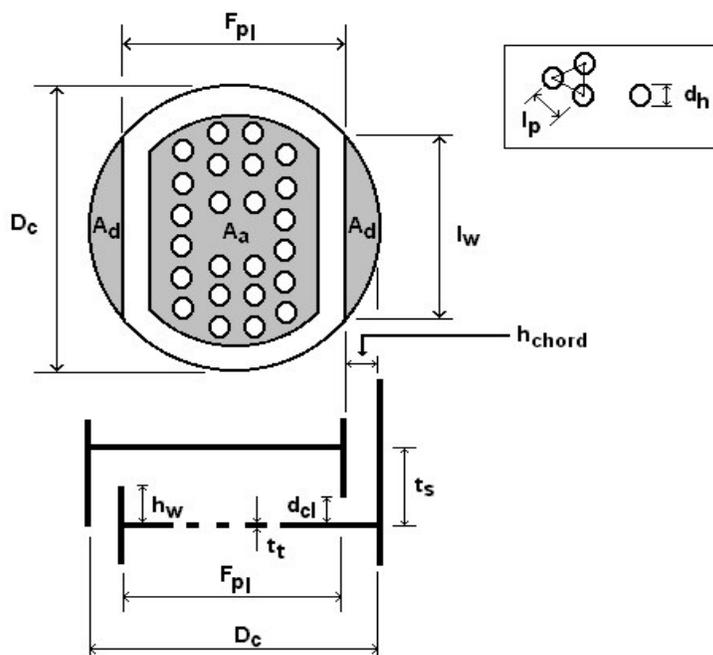


Figura 3.4 –Seção transversal de uma bandeja com passagem única da corrente líquida e vertedouro segmentado reto com dique de contenção na saída

Fonte: Adaptação do esquema apresentado em BARNIKI e DAVIS (1989a).

O modelo absorveu conseqüências das escolhas efetuadas nas equações que se seguem. A primeira conseqüência estabelece que o número de passagens realizados pela corrente líquida na bandeja não deve ser superior a 1. Este valor foi controlado seguindo-se a recomendação de ECONOMOPOULOS (1978), segundo a expressão:

CalcNmax: Cálculo do número máximo de passagens que a corrente líquida efetua numa bandeja.

$$N_{pasm} = 1,24 \sqrt{A_t} \quad (3.13)$$

Em função da configuração do vertedouro e do dique de contenção, relações geométricas puderam ser estabelecidas entre grandezas características da bandeja como, por exemplo:

RestAa: Cálculo da área ativa em função da área de seção transversal da coluna e da área ocupada por um vertedouro.

DefAt: Cálculo da área total da seção transversal da bandeja em função das áreas do vertedouro e da área reta. Aqui, admite-se também que a área não-perfurada da bandeja, parte da área total da bandeja não ocupada pela área ativa e pelas áreas dos vertedouros, é desprezível e, portanto, não considerada para efeitos dos cálculos de projeto.

Estas equações podem ser descritas pelas relações em (3.14):

$$A_t = A_d + A_n = A_a + 2 A_d \quad (3.14)$$

DefFpl: Definição do caminho de fluxo em função da largura do vertedouro e do diâmetro da coluna.

$$F_{pl} = D_c - 2 h_{chord} \quad (3.15)$$

Deflw: Definição do comprimento do dique de contenção em função da largura do vertedouro e do diâmetro da coluna.

$$l_w = [(D_c - h_{chord}) * h_{chord}] * 0,5 \quad (3.16)$$

Complementando, admitiu-se as seguintes considerações relacionadas à bandeja e acessórios internos da coluna. As equações abaixo são usadas para relacionar a razão entre a área ativa e a área perfurada da bandeja com a razão entre o passo das perfurações e seu diâmetro.

DefAh: Cálculo da área perfurada em função da área ativa da bandeja e do arranjo triangular admitido para a distribuição das perfurações.

Restpas: Restrição para as dimensões assumidas pelo passo em função do diâmetro das perfurações.

Das equações acima obtêm-se:

$$A_f = \frac{A_h}{A_a} = 0,905 * \left(\frac{d_h}{l_p} \right)^2 \quad (3.17)$$

O estabelecimento de configurações básicas na bandeja, e a estimativa do diâmetro da coluna foram efetuadas baseados na estimativa da área reta, A_n , a partir do cálculo do parâmetro de capacidade da coluna, e na estimativa da área reservada ao vertedouro.

Para a determinação da área reta da bandeja, foram testadas correlações, para cálculo de C_{sb} . A que apresentou convergência na maioria das condições foi a proposta por LYGEROS e MAGOULAS (1986). Nesta correlação o parâmetro capacidade na condição de inundação é dado pela expressão a seguir:

CalcCf: Cálculo do parâmetro capacidade da coluna na situação de inundação, C_{sb} em função do espaço entre pratos, t_s , do parâmetro de fluxo líquido-gás,

$$FLG = \left(\frac{MAS_L}{MAS_G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \right), \text{ do fator área perfurada, } F_h, \text{ e da tensão superficial da}$$

mistura líquida, σ .

$$C_{sb} = \left\{ 0,0105 + 0,1496 (t_s)^{0,755} \text{Exp}[-1,463 F_{LG}^{0,842}] \right\} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} F_h \quad (3.18)$$

onde o fator de correção para a área perfurada, F_h , é dado a seguir:

defah: Definição do fator área perfurada em função da razão existente entre a área perfurada e a área ativa da bandeja (A_h/A_a).

$$Fh = \begin{cases} 5(A_h/A_a) + 0,5; & 0,06 \leq A_h/A_a < 0,10 \\ 1,0; & A_h/A_a \geq 0,10 \end{cases} \quad (3.19)$$

Ao empregar a equação acima, admite-se que o sistema se enquadra às condições impostas pelas condições experimentais propostas por FAIR (1961), sendo elas: o diâmetro das perfurações existentes na bandeja não deve ser maior que 6,35mm ($d_h \leq 6,35\text{mm}$); a altura do dique de contenção é menor que ou igual a 15% do espaço entre as bandejas ($h_w \leq 0,15 \times t_s$); o sistema não forma espuma ou forma espuma em pouca quantidade. Isto corresponde a considerar que o sistema possui fator de espuma (*derating factor*) igual a 1, não alterando a equação (3.18); A área fracionária, razão entre a área perfurada e a área ativa da bandeja, deve ser pelo menos 10% ($A_f = A_h/A_a \geq 0,10$). Nos casos onde isto não ocorre, o fator de correção Fh mostrado na equação (3.19), chamado por LYGEROS e MAGOULAS (1986) de “Fator Área Perfurada”, é introduzido nos cálculos de C_{sbf} .

Através das equações (3.18), (3.19) e das equações (2.1) a (2.3) determina-se à área reta da bandeja, A_n .

A etapa referente à determinação da área reta é a estimativa da área do vertedouro. Esta estimativa foi efetuada considerando-se a recomendação do manual Koch de destilação, citado por ECOMOPOULOS (1978), BARNICKI e DAVIS (1989a), KISTER (1992). A velocidade do líquido no vertedouro será a mais baixa possível e, maior será a área ocupada pelo vertedouro.

Com os dados existentes no sistema em estudo, obteve-se as equações a seguir:

restUd: Estabelecimento da relação entre a velocidade de líquido admissível no vertedouro e o espaçamento entre pratos.

$$ud = 0,2293 * t_s \quad (3.20)$$

CalcUd: Cálculo da área do vertedouro em função da vazão de corrente líquida que atravessa a bandeja e da velocidade desta corrente dentro do vertedouro.

$$A_d = \frac{Q_L}{3600 F_f u_d} \quad (3.21)$$

Definidas A_n e A_d , o emprego da equação (2.6) fornece o diâmetro para a coluna de stripping projetada.

$$D_c = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot A_t} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot (A_n + A_d)} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot (A_a + 2A_d)} \quad (2.6)$$

3.4 – Determinação da Perda de Carga nas Bandejas

A perda de carga existe independente do equacionamento, quando a corrente gasosa que passa por uma bandeja pode ser equacionada conforme é descrito na equação (2.7), sendo fracionada em três parcelas, a perda de pressão da bandeja seca, determinada a partir da equação (2.9), o coeficiente de orifício (C_o) e a quantidade de líquido arrastada (e_m). Para o cálculo de C_o , consideramos a proposta de HUGHMARK e O'CONNELL (1957) e a correlação sugerida por ECONOMOPOULOS (1978) para o cálculo de e_m .

As equações obtidas foram:

$$C_o = \left[\frac{880,6 - 67,7 \left(\frac{d_h}{t_t} \right) + 7,32 \left(\frac{d_h}{t_t} \right)^2 - 0,338 \left(\frac{d_h}{t_t} \right)^3}{1000} \right] \quad (3.22)$$

Deffrac: Estimativa da fração de líquido arrastada, ψ , em função do parâmetro de fluxo líquido-gás, FLG;

$$\psi = \text{Exp} \left[- (6,692 + 1,956 F_f) * (F_{LG})^{(-0,132 + 0,654 F_f)} \right] \quad (3.23)$$

Calchd: Estimativa da perda de carga no prato seco.

$$hd = 50,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 * \left(1 + \frac{e_m}{MAS_G} \right) * (1 - Af2) \quad (3.24)$$

$$\text{com: } e_m = \frac{MAS_L \psi}{1 - \psi}.$$

A perda de carga total considerada foi a perda de pressão devido à presença da massa aerada acima da bandeja. Para tanto, empregou-se a proposta de COLWELL (1981). Esta correlação apresenta a vantagem de ter sido empregada na previsão do ponto de choro da coluna, porém, a altura de líquido clarificado, h_L , e densidade efetiva da espuma, ϕ_e , são dependentes.

As equações propostas por COLWELL (1981) foram as seguintes:

Calchl: Determinação da altura de líquido clarificado segundo a expressão proposta por COLWELL (1981).

$$h_L = \phi_e (h_{ow} + h_w) = \phi_e \left\{ h_w + 0,73 * \left[\left(\frac{Q_L (1 - f_{ww})}{3600 C_d \phi_e l_w} \right)^{2/3} \right] \right\} \quad (3.25)$$

sendo:

$$C_d = \begin{cases} 0,61 + 0,08 * \frac{h_{ow}}{h_w}, & \frac{h_{ow}}{h_w} \leq 8,135 \\ 1,06 * \left(1 + \frac{h_{ow}}{h_w} \right)^{1,5}, & \frac{h_{ow}}{h_w} > 8,135 \end{cases},$$

$$f_{ww} = 3600 * \frac{W_{flux} A_h}{Q_L}, \quad W_{flux} = 1,25 \cdot 10^{-3} \left(\frac{A_f^2}{F_{ra}} \right)^{1,533}$$

Deffie: Determinação da densidade efetiva da espuma em função do parâmetro densidade da espuma.

Defni: Definição do parâmetro densidade da espuma em função do número de Froude baseado na área ativa, F_{ra} , e na área fracionária, A_f .

A união destas duas últimas equações gera a expressão a seguir:

$$\phi_e = \frac{1}{12,6 F_{ra}^{0,4} A f^{-0,25} + 1} \quad (3.26)$$

$$\text{com: } F_{ra} = \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right) * \left(\frac{u_a^2}{g h_L} \right).$$

A última parcela é a perda de carga residual, esta parcela foi estimada segundo STERBACEK (1967), descrita na equação abaixo:

DHsigma: Cálculo da perda de carga residual na bandeja como uma função do diâmetro das perfurações da bandeja e da tensão superficial do líquido.

$$h_\sigma = \frac{4 \cdot 10^{-3} \sigma}{g \rho_L d_h} \quad (3.27)$$

Com os valores obtidos a partir das equações (3.24), (3.25) e (3.27), estima-se a perda de carga total, sofrida pela corrente gasosa ao atravessar a bandeja:

$$ht = hd + hL + h\sigma \quad (2.7)$$

3.4.1 - Projeto Complementar do Vertedouro

Nesta etapa é necessário determinar as dimensões do vão existente entre o vertedouro e a bandeja, para que não haja perda de carga excessiva quando o líquido descendente atravessá-lo. Para tanto, necessita-se estimar a quantidade de líquido que se acumula e o tempo de residência do líquido no vertedouro.

Para este cálculo, empregou-se a expressão proposta de CICALSE et al. (1947), descrita abaixo:

$$h_{ud} = 0,166 * \left[\frac{Q_L}{3600 A_{ap}} \right]^2 \quad (3.28)$$

onde $A_{ap} = \text{menor entre } \{lw\ dcl, Ad\}$, é a área livre para fluxo de líquido na saída do vertedouro.

A quantidade de líquido acumulada no vertedouro e o tempo de residência foram estimados segundo ECONOMOPOULOS (1978):

CalcHbc: Cálculo da quantidade de líquido acumulada no vertedouro como função da perda de carga total na bandeja, h_t , da perda de carga no vertedouro, h_{ud} , e da altura de espuma ($h_w + h_{ow}$).

$$h_{bc} = \left(\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} \right) * (h_t + h_{ud}) + h_w + h_{ow} \quad (3.29)$$

Calctd: Cálculo do tempo de residência do líquido no vertedouro em função da velocidade com que o líquido percorre o vertedouro e da quantidade de líquido acumulada neste.

$$tempo_{residência} = 3600 * \left(\frac{A_d h_{bc}}{Q_L} \right) \quad (3.30)$$

3.5 - Área Perfurada e Caracterização do Regime de Fluxo

Segundo FRANK (1977), a área perfurada é o parâmetro mais difícil de se ajustar durante o projeto de uma coluna separadora, pois afeta a flexibilidade operacional da bandeja. Diminuindo-se a área perfurada, reduz-se a probabilidade de operação na condição de choro e, aumentando a flexibilidade operacional da coluna.

O objetivo do ajuste da área perfurada é encontrar um valor para este parâmetro que assegure à bandeja estabilidade operacional sem prejudicar sua flexibilidade. O procedimento utilizado pode ser encontrado em ECONOMOPOULOS (1978) e em BARNICKI e DAVIS (1989b). Sua descrição é explicada a seguir:

1. As condições de inundação e de choro são os limites operacionais superior e inferior para a coluna. Determina-se o valor da perda de carga total, h_t , para estas condições de operação, sendo o valor mínimo para a condição

de choro e o valor máximo para as condições de inundação do vertedouro e perda de carga excessiva.

- Segundo LOCKETT e BARNICK (1986), no ponto de choro da coluna a perda de carga mínima tolerável pode ser:

$$htmin = 1,444 hL + h\sigma \quad (3.31)$$

- Segundo BARNICKI e DAVIS (1989b), a perda de carga máxima é atingida quando há acúmulo excessivo de líquido no vertedouro. Deve-se considerar o valor permitido para a perda de carga máxima admissível em uma bandeja, htmax2 (ECONOMOPOULOS, 1978). Assim temos duas expressões:

$$h_{tmax1} = \left(0,6 t_s - 0,4h_w - \frac{h_{ow}}{F_f^{2/3}} \right) * \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \right) - \frac{h_{ud}}{F_f^2} \quad (3.32a)$$

$$htmax2 = \frac{\Delta P_{max}}{g \rho_{L,p}} \quad (3.32b)$$

2. Com as perdas de carga totais calculadas, a partir das equações (2.7) e (3.24) determina-se a relação entre estas perdas de cargas máxima e mínima e suas respectivas áreas perfuradas.

- Para htmin,

$$h_{dmin} = h_{tmin} - h_L - h_\sigma = 50,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \left(\frac{u_{hmin}}{C_o} \right)^2 * \left(1 + \frac{e_m}{F_w MAS_G} \right) * \left[1 - \left(\frac{A_{hmax1}}{A_a} \right)^2 \right]$$

Rearranjando a expressão acima em termos de Ahmax, e considerando que

$$u_{hmin} = \left(\frac{Q_G F_w}{3600 A_{hmax1}} \right), \text{ obtém-se a seguinte expressão:}$$

$$Ah_{max1} = \frac{F_w Q_G}{3600 \sqrt{\left(\frac{F_w Q_G}{3600 A_a}\right)^2 + \left(\frac{C_o^2}{50,8 \cdot 10^{-3}}\right) * \left(\frac{\rho_L F_w Q_G}{\rho_G F_w Q_G + e_m}\right) * (h_{t_{min}} - h_L - h_\sigma)}} \quad (3.33a)$$

- Para $h_{t_{max1}}$,

$$h_{d_{max1}} = h_{t_{max1}} - h_L - h_\sigma = 50,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right) * \left(\frac{u_{h_{max1}}}{C_o}\right)^2 * \left(1 + \frac{F_f e_m}{MAS_G}\right) * \left[1 - \left(\frac{A_{h_{min1}}}{A_a}\right)^2\right]$$

Rearranjando a expressão acima em termos de $A_{h_{min1}}$, e considerando que

$$u_{h_{max1}} = \left(\frac{Q_G}{3600 F_f A_{h_{min1}}}\right), \text{ obtém-se a seguinte expressão:}$$

$$Ah_{min1} = \frac{\left(\frac{Q_G}{F_f}\right)}{3600 \sqrt{\left(\frac{Q_G}{3600 F_f A_a}\right)^2 + \left(\frac{C_o^2}{50,8 \cdot 10^{-3}}\right) * \left(\frac{\rho_L Q_G}{\rho_G Q_G + F_f e_m}\right) * (h_{t_{max1}} - h_L - h_\sigma)}} \quad (3.34a)$$

- Para $h_{t_{max2}}$,

$$h_{d_{max2}} = h_{t_{max2}} - h_L - h_\sigma = 50,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right) * \left(\frac{u_{h_{max2}}}{C_o}\right)^2 * \left(1 + \frac{e_m}{MAS_G}\right) * \left[1 - \left(\frac{A_{h_{min2}}}{A_a}\right)^2\right]$$

Rearranjando a expressão acima em termos de $A_{h_{min2}}$, e considerando que

$$u_{h_{max2}} = \left(\frac{Q_G}{3600 A_{h_{min2}}}\right), \text{ obtém-se a seguinte expressão:}$$

$$Ah_{min2} = \frac{Q_G}{3600 \sqrt{\left(\frac{Q_G}{3600 A_a}\right)^2 + \left(\frac{C_o^2}{50,8 \cdot 10^{-3}}\right) * \left(\frac{\rho_L Q_G}{\rho_G Q_G + e_m}\right) * (h_{t_{max2}} - h_L - h_\sigma)}} \quad (3.35a)$$

No procedimento descrito isolou-se, na equação (3.24), o termo $uh^2 * (1 - Af^2)$, para cada condição operacional (inundação ou choro). Já que $Af = Ah/Aa$,

$Ah = \left(\frac{Q_G}{3600 u_h}\right)$ e $Aa = \left(\frac{Q_G}{3600 u_a}\right)$, temos a seguinte relação:

$$uh^2 (1 - Af^2) = uh^2 \left[1 - \left(\frac{Q_G}{3600 u_h} \cdot \frac{3600 u_a}{Q_G}\right)^2 \right] = uh^2 \left[1 - \left(\frac{u_a}{u_h}\right)^2 \right] = (u_h - u_a) * (u_h + u_a)$$

Desta forma, as equações (3.33a), (3.34a) e (3.35a) foram descritas em termos dos produtos acima encontrados, gerando as seguintes equações:

$$(u_{hmin} - u_a) * (u_{hmin} + u_a) = \frac{C_o^2 F_w MAS_G * (h_{tmin} - h_L - h_\sigma)}{50,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right) * (F_w MAS_G + e_m)} \quad (3.33b)$$

$$(u_{hmax1} - u_a) * (u_{hmax1} + u_a) = \frac{C_o^2 MAS_G * (h_{tmax1} - h_L - h_\sigma)}{50,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right) * (MAS_G + e_m F_f)} \quad (3.34b)$$

$$(u_{h_{max2}} - u_a) * (u_{h_{max2}} + u_a) = \frac{C_o^2 MAS_G * (h_{t_{max2}} - h_L - h_\sigma)}{50,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) * (MAS_G + e_m)} \quad (3.35b)$$

Utilizando estas equações, obtem-se as variáveis uh_{min} , uh_{max1} e uh_{max2} , utilizadas para calcular os valores para a área perfurada, Ah_{max1} , Ah_{min1} e Ah_{min2} .

A área perfurada não deve ser maior do que 20% da área ativa da bandeja, porque torna a estrutura da bandeja frágil e não deve ser menor do que 5% desta mesma área, já que diminui bastante o contato entre as correntes líquida e gasosa (BARNICKI e DAVIS, 1989b), portanto:

$$Ah_{max} = \text{menor entre} \begin{cases} A_{h_{max1}} \text{ a partir da equação (3.33a)} \\ 0,20 \cdot A_a \end{cases} \quad (3.36)$$

$$Ah_{min} = \text{maior entre} \begin{cases} A_{h_{min1}} \text{ a partir da equação (3.34a)} \\ A_{h_{min2}} \text{ a partir da equação (3.35a)} \\ 0,05 \cdot A_a \end{cases} \quad (3.37)$$

O regime de fluxo na operação da coluna é conseguido ao estimarmos o parâmetro área perfurada na transição do fluxo espuma – spray, Ah_{trans} . Para tanto, utiliza-se a expressão proposta por PINCZEWSKI e FELL (1982), que determina quando o regime de spray está desenvolvido, definindo a área perfurada que leva a bandeja e suas perfurações a operarem apenas no regime de spray. A expressão é dada abaixo:

$$Ah_{trans} = \frac{0,91 A_a d_h \operatorname{Ln} \left(\frac{Q_L \sqrt{\rho_L}}{3600 l_w} \right)}{\operatorname{Ln} \left(\frac{u_a \sqrt{\rho_G}}{2,75} \right)} \quad (3.38)$$

De acordo com ECONOMOPOULOS (1978), BARNICKI e DAVIS (1989b), a seleção da área perfurada deve obedecer aos seguintes critérios, se $Ah_{max} < Ah_{min}$, algum tipo de dificuldade operacional (inundação ou choro) ocorrerá, não importando como a área perfurada seja especificada. Segundo ECONOMOPOULOS (1978) e BARNICKI e DAVIS (1989b), a melhor escolha, neste caso, é ajustar $Ah = Ah_{max}$ a fim de evitar prematuramente a condição de choro; se $Ah_{max} > Ah_{min}$, o valor ideal para Ah depende do tipo de regime de fluxo predominante, bem como do fato de o sistema ser do tipo σ_0 , σ_+ ou σ_- , segundo a classificação proposta por FELL e PINCZEWSKI (1977). Três possíveis casos podem ocorrer: Se $Ah_{trans} > Ah_{max}$, a bandeja não pode operar no regime de spray sem que ocorra a condição de choro. Neste caso, a operação deve acontecer no regime de espuma e, se Ah é ajustado para ser igual a Ah_{min} , a operação dar-se-á no regime de espuma com a maior flexibilidade operacional possível. Se $Ah_{trans} < Ah_{min}$, a bandeja não pode operar no regime de espuma sem que ocorra inundação ou perda de carga excessiva. Neste caso, a operação deve ocorrer no regime de spray, e novamente Ah deve ser igual a Ah_{min} para que a máxima flexibilidade operacional seja alcançada. Se $Ah_{max} > Ah_{trans} > Ah_{min}$, a máxima flexibilidade operacional é conseguida, fazendo-se $Ah = Ah_{min}$, para sistemas σ_0 e σ_+ , resultando em operação no regime de espuma. Para sistemas σ_- , a flexibilidade operacional é a maior possível fazendo-se $Ah = Ah_{trans}$, mantendo a operação no regime de spray. BARNICKI e DAVIS (1989b) recomendam ainda que, nesta última situação, o valor de Ah deva ser ainda maior que o valor Ah_{trans} calculado por um fator de segurança α apropriado ($Ah = Ah_{trans} + \alpha$, com $0 < \alpha < Ah_{max} - Ah_{trans}$).

Essas condições foram implementadas na forma de restrições às variáveis. O sistema em estudo pode ser classificado como σ_+ , a corrente líquida

aumenta sua tensão superficial à medida que desce a coluna e perde componentes voláteis, que apresentam tensão superficial menor que a água.

O critério de classificação acima citado torna-se:

$$Ah = \text{menor entre } \{Ah_{min}, Ah_{max}\} \quad (3.39)$$

Com Ah_{min} e Ah_{max} fornecidas por (3.36) e (3.37), respectivamente.

3.6 - Restrições Operacionais à Coluna Projetada

Esta seção reúne as restrições que foram impostas para o funcionamento da coluna. Nas simulações feitas, trabalhou-se com três estudos de caso. A primeira imposição refere-se ao grau de remoção de compostos voláteis a ser otimizado pela coluna.

No estudo de caso um, conforme será apresentado no capítulo cinco, foram estudadas misturas binárias: um composto e água, neste caso foi imposta a restrição (3.40 a), que força uma remoção mínima de 95,25% da concentração inicial do composto (base molar) será:

$$\frac{X_{N,j}}{X_{o,j}} \leq 0,0475 \quad (3.40a)$$

Nos demais estudos de casos, foram estudadas misturas contendo quatro e seis compostos voláteis. Considerou-se que a corrente líquida, após passar pela coluna de stripping, deve estar dentro dos parâmetros aceitáveis ambientalmente para seu lançamento final. Para a concentração final atingida pela água tratada, considerou-se os limites impostos pela CETESB – Cia de Tecnologia de Saneamento Ambiental – Fichas de Informações sobre Produtos Químicos de 1992, e pela Portaria 1.469/2000 do Ministério da Saúde.

A Tabela 3.4 apresenta as concentrações finais permitidas para o lançamento de BTEX em corpos d'água.

Tabela: 3.4 – Limites estabelecidos para descarte

Compostos	Valores máximos admissíveis para lançamento em corpos d'água
Benzeno	5 mg/L
Tolueno	170 mg/L
Etilbenzeno	200 mg/L
Xilenos (O-M-P)	300 mg/L

Fonte: Portaria 1.469/2000 - MS

Para o segundo caso de estudo, foram consideradas misturas contendo quatro compostos e água, o sistema obedece à condição (3.40b), onde a soma total das concentrações na saída da coluna não poder ultrapassar 0,03 mg/L.

$$\sum_{j=1}^4 x_{Nmas, j} \leq 0,03 \quad (3.40b)$$

No terceiro estudo de caso, considerou-se uma mistura contendo seis compostos e água, para tanto empregamos a inequação (3.40c), que estabelece a concentração individual de cada composto não ultrapasse 0,03 mg/L:

$$x_{Nmas, j} \leq 0,03 \quad (3.40c)$$

A segunda restrição imposta foi a equação (2.5), que estabelece a condição para evitar o acúmulo excessivo de líquido no vertedouro. Admitiu-se que o fator de aeração do vertedouro, ϕ_{dc} , vale 0,6 (sistema pouco espumante), recomendado por BARNICKI e DAVIS (1989b), baseado no critério adotado pelo Manual Glitsch de destilação.

$$hbc \leq 0,6 * (ts + hw) \quad (2.5)$$

A terceira restrição diz respeito às variáveis do problema estabelece que a área livre para passagem de líquido na saída do vertedouro deve ser menor ou igual à área transversal ocupada pelo mesmo. Como é recomendado para a maioria dos autores (ECONOMOPOULOS, 1978; SINNOTT, 1997).

$$lw \ dcl \leq Ad \quad (3.41)$$

A quarta restrição trata de evitar que vibrações ocorram na superfície da bandeja. Segundo LOCKETT (1986), isto pode ser assumindo um fator de segurança de 20% , assim:

$$uh \geq 1,20 * \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0,5} * \left(\frac{0,6 \cdot g}{C_0} \right)^{1/2,25} * \left(\frac{Q_L \cdot I_p \cdot h_w^2}{3600 \cdot I_w A_f} \right)^{1/9} \quad (3.42)$$

A última restrição está relacionada à selagem do vertedouro, que deve ser garantida durante a partida da coluna de stripping. KISTER (1992) recomenda que para impedir a ascendência da corrente gasosa é necessário que, na condição de mínima vazão permitida de corrente líquida, a quantidade de líquido acumulada no vertedouro seja duas polegadas maior do que o vão deixado entre este e a bandeja inferior, dcl. Assumiu-se um fator de segurança de 30% para os cálculos. Assim:

$$hbcw - dcl \geq 1,3 * 0,0508 \cong 0,066 \quad (3.43)$$

onde a quantidade de líquido acumulada no vertedouro na condição de vazão mínima de líquido, hbcw, é dada por:

$$h_{tbcw} = h_w + h_{ow} F_w^{2/3} + (h_{tmin} + h_{ud} F_w^2) * \left(\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} \right) \quad (3.44)$$

3.7 - Determinação da Potência Requerida para o Transporte de Fluidos no Sistema

A determinação da potência requerida para o transporte de fluidos necessita de balanços de energia e, para tanto, deve-se identificar os pontos sujeitos aos balanços.

É necessário especificar uma instalação para a unidade de stripping, sendo esta realizada baseando-se em informações referentes à instalação de sistemas industriais para transporte de fluidos (Anexo 3). Estas informações permitiram apresentar a configuração mostrada na Figura 3.5, onde se encontram as cotas dos pontos onde o balanço de energia foi realizado, o comprimento das tubulações e algumas das recomendações para colocação de válvulas entre

outros. Os valores numéricos assumidos na simulação estão nas Tabelas 3.5 e 3.6.

Esta seção envolve partes do programa computacional elaborado e está dividida em dimensionamento do sistema de bombeamento da água contaminada e dimensionamento do sistema de aeração da coluna. Estes sistemas encontram-se dimensionados em função das vazões máximas admissíveis de líquido e de ar, respectivamente, QL/F_f e QG/F_f , recomenda por AZEVEDO NETTO et al. (1998) e GOMIDE (1997a).

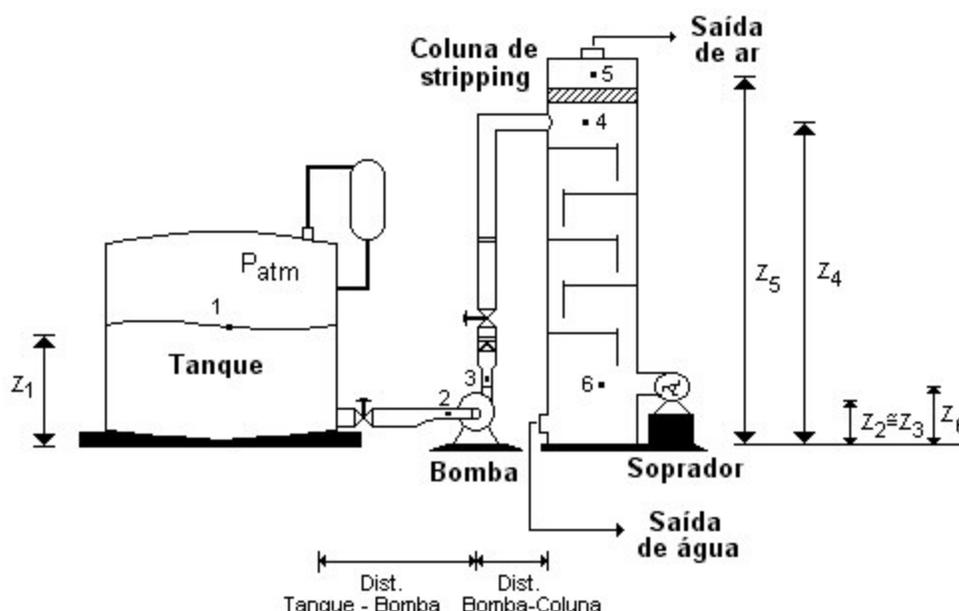


Figura 3.4 – Esquema da unidade de stripping

Fonte: Albuquerque (2002)

Tabela: 3.5 – Considerações da Figura 3.5, distâncias entre equipamentos

Distâncias entre equipamentos	Considerações
Distância entre o tanque e a bomba.	Para os cálculos assumiu-se que o comprimento total da tubulação de sucção da bomba, excetuando-se as válvulas e reduções, seria $L_{fixs} = 1,5$ m.
Distância entre a bomba e a coluna de stripping.	Para os cálculos, assumiu-se que o comprimento fixo da tubulação de recalque da bomba, excetuando-se válvulas, expansões e a parcela em função da altura da coluna, seria $L_{fixr} = 0,7$ m.

Tabela: 3.6 – Considerações da Figura 3.4, pressão e cota nos locais de interesse

Localização dos pontos	Considerações
Ponto 1: P1, z1. No nível de líquido dentro do tanque.	A pressão no ponto 1 igual à pressão atmosférica. A cota deste ponto foi considerada igual a 1,0m.
Ponto 2: P2, z2. Na sucção da bomba.	A pressão no ponto 2 será calculada via balanço de energia e a sua cota foi tomada como sendo 0,4m.
Ponto 3: P3, z3. No recalque da bomba.	A pressão no ponto 3 será calculada balanço de energia e a sua cota foi tomada como sendo igual à do ponto 2 (0,4m).
Ponto 4: P4, z4. Na entrada de líquido dentro da coluna.	A pressão no ponto 4 é determinada a partir da pressão do ponto 5 e da perda causada pelo eliminador de névoa. Sua cota é calculada em função da altura da coluna, sendo em torno de 90% de H_{col} , altura da coluna.
Ponto 5: P5, z5. Acima do último prato, antes de passar pelo eliminador de névoa.	Neste ponto a pressão é 10% maior que a atmosférica, garantindo o escoamento da corrente gasosa para a coluna de carvão, com relação à cota $z_5 = H_{col}$.
Ponto 6: P6, z6. Entrada de ar na coluna.	A pressão no ponto 6 é calculada em função da vazão de gás e da pressão fornecida pelo soprador. Sua cota foi está e, torno de 0,50m.

3.7.1 – Dimensionamento do Sistema de Bombeamento da Água Contaminada

O dimensionamento do sistema envolveu balanços de energia e a verificação da NPSH disponível, descrito na secção 2.2.1. Os pontos de interesse foram os pontos 1, 2, 3 e 4 da Figura 3.5 e caracterizados na Tabela 3.6.

Algumas suposições foram efetuadas para facilitar a modelagem do sistema sendo elas:

- o sistema de bombeamento é o indicado na Figura 3.5;

- sendo previstas para as linhas de sucção e recalque alguns acessórios que visam controlar seu funcionamento, vistos nas Tabelas 3.7 e 3.8 não há alteração significativa de temperatura no transporte efetuado, o sistema mantém suas propriedades físicas ao longo do transporte;
- a dissipação da pressão dentro da bomba é desprezível e o diâmetro nos bocais de sucção e de recalque da bomba é o mesmo;
- as tubulações são de aço-carbono com sobresspesura contra corrosão.

Outros materiais, plásticos e fibra de vidro, também têm sido utilizados no transporte de correntes aquosas. A velocidade da corrente líquida na entrada da coluna é igual à velocidade de saída da mesma na tubulação de recalque. A relação diâmetro/altura no tanque contendo a água contaminada é suficientemente grande para que seja desprezada a velocidade de escoamento do líquido no ponto 1; O coeficiente de atrito da tubulação corresponde ao de FANNING e foi obtido através da expressão proposta por CHURCHILL (TILTON, 1997), para fluxo em regime turbulento em qualquer ponto das linhas de sucção e recalque:

$$\frac{1}{\sqrt{f_{at}}} = -4 \operatorname{Log} \left[0.27 \left(\frac{\varepsilon}{D_{itub}} \right) + \left(\frac{7}{Re} \right)^{0.9} \right] \quad (\operatorname{Re} > 4000)$$

No Quadro 3.1 são apresentados os intervalos para as velocidades econômicas nas tubulações e nos bocais da bomba. Outras recomendações sobre estas velocidades são encontradas no Anexo 2.

Quadro: 3.1 – Velocidades econômicas em tubulações

Local	Faixa de velocidades permitidas (m/s)
Tubulação de sucção	$0,5 \leq vtubs \leq 0,9$
Tubulação de recalque	$1,0 \leq vtubr \leq 2,0$
Bocais da bomba	$1,5 \leq vbomb \leq 5,0$

Fonte: ABUQUERQUE , 2002

Um fator de segurança de 25% foi usado para as perdas de atrito nos tubos e acessórios, conforme recomendado por AZEVEDO NETTO et al. (1998) e por LUDWIG (1995). Além do fator de segurança, um adicional é previsto para a potência requerida em função das incertezas quanto a acessórios e condições adversas de processo. AZEVEDO NETTO et al. (1998) recomendam que esta folga seja função da potência requerida pelo sistema. Como era esperado que um motor de até 2HP fosse suficiente, empregou-se um fator de 50% na potência estimada para a bomba;

Quadro: 3.2 – Fator de segurança para a potência requerida.

Potência exigida	Folga (%)
Até 2HP:	50
De 2 a 5HP:	30
De 5 a 10HP:	20
De 10 a 20HP:	15
Acima de 20HP:	10

Fonte: ALBUQUERQUE, 2002

As principais constantes introduzidas nesta etapa são apresentadas abaixo. Nas Tabelas 3.7 e 3.8, apresentamos as constantes referentes aos acessórios utilizados e a perda de carga impostas ao sistema de bombeamento.

- Eficiência da bomba centrífuga: $E_{fbomb} = 0,60$;
- Pressão de saturação dos componentes mais voláteis em cada caso de estudo: $P_{sat} \cong 1,7 \times 10^4$ Pa (estudos de casos 2 e 3).

Tabela: 3.7 – Valores admitidos para o sistema em estudo (linha de sucção)

Linha de Sucção	
Componentes	Considerações
Perdas distribuídas:	
Comprimento da tubulação	Lfixs
Diâmetro da tubulação	Ditubs
Perda total (m):	$\frac{2 f_{ats} L_{fixs} v_{tubs}^2}{g D_{itubs}}$
Perdas localizadas:	
Contração do tanque para a canalização	\$Kcont = 0,50
Principais acessórios:	
1 válvula borboleta (fechamento de 20°)	\$,#Kborb = 1,54
1 filtro	&Kfiltro = Exp[0,178 - 0,58*Ln (Ditubs)]
1 redução excêntrica	#Kred = 0,15
Perda total (m):	$(K_{cont} + K_{borb} + K_{filtro} + K_{red}) * \frac{v_{tubs}^2}{2g}$

\$ Valores típicos de acordo com TILTON (1997);

Valores recomendados por Azevedo Netto et al. (1998);

& Valor obtido por ajuste aos dados dispostos em LUDWIG (1995).

Tabela: 3.8 – Valores admitidos para o sistema em estudo (linha de recalque)

Linha de Recalque	
Componentes	Considerações
Perdas distribuídas:	
Comprimento da tubulação	Ltr = Lfixr + (z4 - z3)
Diâmetro da tubulação	Ditubr
Perda total (m):	$\frac{2 f_{atr} L_{tr} v_{tubr}^2}{g D_{itubr}}$
Perdas localizadas:	
Entrada na coluna de stripping	#Kent = 1,0
Principais acessórios:	
1 válvula de retenção	#Kret = 2,5
1 expansão concêntrica gradual	#Kexp = 0,30
1 placa de orifício	&dPorif = 1m de coluna d'água
1 válvula borboleta	\$,#Kborb = 1,54
Perda total (m):	$(K_{exp} + K_{ent} + K_{ret} + K_{borb}) * \frac{v_{tubr}^2}{2g} + 1 * \left(\frac{\rho_L}{\rho_{LP}} \right)$

\$ Valores típicos de acordo com TILTON (1997);

Valores recomendados por Azevedo Netto et al. (1998);

& Valor mínimo recomendado por engenheiros projetistas.

Estabelecidas as considerações iniciais, o modelo matemático foi obtido através de balanços de energia efetuados nos pontos de interesse. As equações resultantes foram:

BalBomb1: Balanço de energia entre os pontos 1 e 2, Figura 3.5. Expressa a pressão no ponto 2 em função das perdas de carga existentes no percurso até a sucção da bomba, da diferença de cota existente entre os pontos 1 e 2, e em função da velocidade no bocal de entrada da bomba.

$$P2 = Patm + \rho L * g * [(z1 - z2) - \left(\frac{v_{bomba}^2}{2g}\right) - \Sigma Frics] \quad (3.45)$$

onde $\Sigma Frics$ é a perda total de atrito existente no percurso do ponto 1 ao ponto 2, considerando 25% como fator de segurança, dada por:

$$\Sigma Frics = 1,25 * \left[\frac{2 f_{ats} L_{fixs} v_{tubs}^2}{g D_{itubs}} + (K_{cont} + K_{borb} + K_{filtro} + K_{red}) * \frac{v_{tubs}^2}{2g} \right]$$

Balbomb2: Balanço de energia entre os pontos 3 e 4, Figura 3.5. Expressa a pressão no ponto 3 em função das perdas de carga existentes no percurso até a entrada da coluna, da diferença de cota existente entre os pontos 3 e 4, e em função da pressão admitida no ponto 4. A fim de garantir que a pressão de entrada do líquido na coluna seja maior que a pressão existente dentro da mesma, calculou-se P3 para uma pressão 10% maior que P4 e foi considerado que a velocidade do líquido no ponto 4 é igual à velocidade na tubulação de recalque.

$$P3 = 1,10 * P4 - \rho L * g * \left[\left(\frac{v_{bomba}^2 - v_{tubr}^2}{2g}\right) + (z3 - z4) - \Sigma Fricr \right] \quad (3.46)$$

com $\Sigma Fricr$ sendo a perda total de atrito existente no percurso do ponto 3 ao ponto 4, considerando 25% como fator de segurança, dada por:

$$\Sigma Fricr = 1,25 * \left[\frac{2 f_{atr} L_{tr} v_{tubr}^2}{g D_{itubr}} + (K_{exp} + K_{ent} + K_{ret} + K_{borb}) * \frac{v_{tubr}^2}{2g} + dP_{orif} * \left(\frac{\rho_L}{\rho_{LP}}\right) \right]$$

CalcPotb: Estimativa da potência requerida pela bomba para o transporte da água contaminada do tanque até a coluna. Expressa a potência necessária ao transporte da corrente líquida em função das condições operacionais nos pontos 1 e 4, e da perda de carga total.

$$Pot_{bomb} = 1,5 * \frac{MAS_L}{3600 F_f E f_{bomb}} * \left\{ \frac{v_{tubr}^2}{2} + \frac{1,10 \cdot P_4 - P_{atm}}{\rho_L} + g \cdot [(z_4 - z_1) + \sum Fric_{tot}] \right\} \quad (3.47)$$

sendo $\sum Fric_{tot}$ a perda total por atrito existente entre os pontos 1 e 4, dada por:

$$\sum Fric_{tot} = \sum Fric_s + \sum Fric_r$$

A equação a seguir, avalia a NPSH disponível no sistema projetado. Assumiu-se que o valor mínimo aceitável para esta variável, NPSH requerido, seria 7m.

DefNPSH: Cálculo da NPSH disponível no sistema.

$$NPSH = \frac{P_{atm} - P_{sat}}{\rho \cdot g} + (z_1 - z_2) - \sum Fric_s \quad (3.48)$$

3.7.2 – Dimensionamento do Sistema de Aeração da Coluna

O dimensionamento envolveu balanços de energia, que visaram caracterizar o perfil de distribuição de pressões existente dentro da coluna de stripping.

As idealizações efetuadas consideram que o ar, para os baixos níveis de diferença de pressão a que será submetido, pode ser assumido como fluido incompressível (NAYYAR, 1992), as perdas por atrito dentro do soprador são desprezíveis, a velocidade de projeto do soprador está situada entre 10 e 20m/s ($10 \leq v_{tubG} \leq 20$), a tubulação que transporta ar é de aço-carbono logo, um coeficiente de segurança de 25% será usado para calcular a perda de atrito nos tubos e acessórios, e um fator de segurança adicional de 20% será usado no cálculo da potência requerida para o soprador (LUDWIG, 1984).

A linha de alimentação de ar na coluna pode ser vista na Figura 3.6 a seguir. Considerou-se que esta linha possui um trecho de 0,6m entre a saída do soprador e a entrada na coluna, uma válvula tipo borboleta para controle de fluxo e bloqueio da linha. Nos cálculos, admitiu-se que as perdas de carga estão incluídas no fator de segurança atribuído ao sistema.

As constantes necessárias aos cálculos nesta seção estão especificadas a seguir:

- Eficiência do soprador: $E_{fsop} = 0,60$;
- Temperatura Padrão do ar: $T_{std} = 293,15 \text{ K}$;
- Distância entre o soprador e a coluna: $L_{fixG} = 0,6\text{m}$;
- Constante de velocidade para válvula borboleta com ângulo de fechamento em 20° : $K_{borb} = 1,54$ (Fonte: TILTON, 1997);
- Constante de velocidade para a entrada na coluna de stripping: $K_{ent} = 1,0$;
- Diâmetro do bocal de entrada do soprador: $D_{itubG8} = 15 \text{ cm}$;
- Perda de carga no eliminador de névoa: $\Delta P_{elim} = 20 \text{ in H}_2\text{O} \cong (5\text{kPa})$.

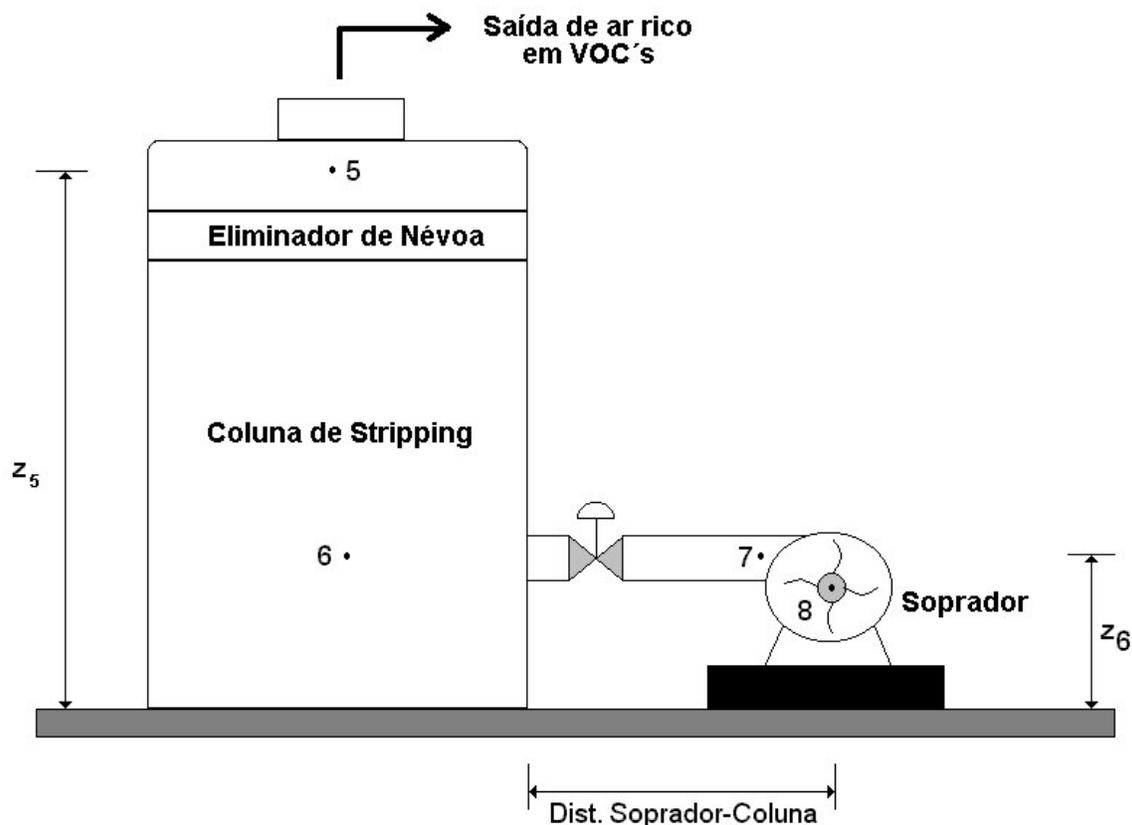


Figura 3.6 – Esquema da linha de fornecimento de ar para a coluna de stripping

Fonte: ALBUQUERQUE, 2002

Fornecidas as constantes necessárias à caracterização do sistema de aerção da coluna, efetuando-se os balanços de energia entre a seqüência de pontos indicados, encontra-se:

Balsop1: Balanço de energia entre a atmosfera e a entrada do soprador (ponto 8, Figura 3.6). Trata-se da aplicação do balanço de energia com a velocidade do ar na atmosfera sendo considerada nula. A pressão no ponto 8 é expressa em termos da velocidade do ar no bocal de entrada do soprador.

$$P_8 = P_{atm} - \rho_G * \left[\frac{V_{tubG8}^2}{2} \right] * (1 + K_{cont}) \quad (3.49)$$

com $v_{tubG8} = \left(\frac{4 \cdot Q_G}{3600\pi D_{itubG8}^2 F_f} \right)$ sendo a velocidade da corrente gasosa no ponto 8, entrada do soprador.

Balsop2: Balanço de energia entre a entrada (ponto 8) e a saída do soprador (ponto 7). Determinação da potência requerida pelo soprador em função das condições de operação na saída e na entrada do soprador. As perdas de atrito dentro do soprador são consideradas desprezíveis. A velocidade da corrente gasosa é constante na tubulação de saída e está

$$\text{representada por } v_{tubG} = \left(\frac{4 \cdot Q_G}{3600\pi D_{itubG}^2 F_f} \right).$$

$$\left(\frac{P_7 - P_8}{\rho_G} \right) + \frac{v_{tubG}^2 - v_{tubG8}^2}{2} - 3600 * \frac{Pot_{sop} \cdot Ef_{sop} \cdot F_f}{1,2 \cdot Mas_G} = 0$$

$$\Rightarrow Pot_{sop} = 1,2 * \left(\frac{MAS_G}{3600 \cdot Ef_{sop} \cdot F_f} \right) * \left(\frac{g \rho_{Lp}}{\rho_G} \right) * [p_s + p_v] \quad (3.50)$$

onde: o fator 1,2 é o fator de segurança empregado nos cálculos, $p_s = \left(\frac{P_7 - P_8}{g\rho_{Lp}} \right)$ é

a diferença de pressão ou altura estática a que está submetido o soprador e $p_v =$

$\frac{\rho_G * (v_{tubG}^2 - v_{tubG8}^2)}{2 g \rho_{Lp}}$ é a diferença de pressão ou altura de velocidade do soprador,

ambas expressas em metro de coluna de água. A soma destas duas últimas parcelas fornece a diferença de pressão total ou altura total a que está submetido o soprador, pt.

Balsop3: Balanço de energia entre a saída do soprador (ponto 7) e a entrada da coluna (ponto 6). A velocidade da corrente gasosa no ponto 6 é tomada como sendo a velocidade com que a mesma atravessa a área ativa das bandejas, u_a/F_f .

$$\left(\frac{P_6 - P_7}{\rho_G} \right) + \left(\frac{\frac{u_a^2}{F_f^2} - v_{tubG}^2}{2} \right) + \sum Fric_{7 \rightarrow 6} = 0$$

$$\Rightarrow P_7 = P_6 + \rho_G * \left[\left(\frac{U_a^2 - v_{tubG}^2}{F_f^2} \right) + \sum Fric_{7 \rightarrow 6} \right] \quad (3.51)$$

onde: $\sum Fric_{7 \rightarrow 6}$ é a soma total de todas as perdas por fricção que ocorrem neste trecho de tubulação, a qual inclui as perdas ao longo da tubulação, a perda na válvula e a perda na entrada da coluna; esta última sendo fornecida pela equação de Borda-Carnot:

$$\sum Fric_{7 \rightarrow 6} = 1,25 * \frac{v_{tubG}^2}{2} * \left(K_{borb} + K_{ent} + \frac{4 f_{atG} \cdot L_{fixG}}{D_{itubG}} \right) \quad (3.52)$$

Balsop4: Balanço de energia entre o fundo (ponto 6) e o topo da coluna (ponto 5).

A perda de carga total $\sum Fric_{6 \rightarrow 5}$ é a soma das perdas de carga totais obtidas, tanto nas bandejas e como no eliminador de névoa, na pior condição possível. Um fator de 30% foi empregado como segurança.

$$\left(\frac{P_5 - P_6}{\rho_G} \right) + g * (H_{col} - z_6) + \sum Fric_{6 \rightarrow 5} = 0$$

$$\Rightarrow P_6 = P_5 + \sum Fric_{6 \rightarrow 5} + \rho_G * g * (H_{col} - z_6) \quad (3.53)$$

Sendo:

$$\sum Fric_{6 \rightarrow 5} = 1,3 NP * (htmax2 * \rho L * g) + \Delta P_{elim}$$

Através dos balanços energéticos as principais características do soprador foram determinadas para a condição de processo. Este processo é descrito pelas equações a seguir:

DefQGstd: Obtenção da vazão volumétrica da corrente gasosa na condição padrão e a partir da vazão real e da razão entre a temperatura ambiente e a temperatura nas condições padrões.

$$Q_{Gstd} = \left(\frac{Q_G}{F_f} \right) * \left(\frac{T_a}{T_{std}} \right) \quad (3.54)$$

Defrreal: Cálculo da razão real entre a pressão na saída e na entrada do soprador, rreal.

$$rreal = \left(\frac{P_7}{P_8} \right) \quad (3.55)$$

Defcreal: Cálculo do fator de correção nas condições reais, fcreal, a partir da razão rreal.

$$fcreal = (rreal)^{0,283} - 1 \quad (3.56)$$

Defcstd: Cálculo do fator de correção nas condições padrões, fcstd, a partir de fcreal e da razão entre a temperatura ambiente e a temperatura padrão.

$$fc_{std} = fcreal * \left(\frac{T_a}{T_{std}} \right) \quad (3.57)$$

Defrstd: Cálculo da razão entre a pressão na saída e na entrada do soprador nas condições padrões, rstd, em função de fcstd.

$$rstd = (1 + fcstd)^{3,53} \quad (3.58)$$

DefdPstd: Cálculo da diferença de pressão total, dPstd (em Pa), nas condições padrões a partir de rstd.

Defptstd: Conversão da diferença de pressão total (em Pa) nas condições padrões para m de coluna de líquido.

Estas duas últimas equações fornecem a relação seguinte:

$$p_{tstd} = \frac{P_8 * (r_{std} - 1)}{\rho_{Lp} g} \quad (3.59)$$

DefVgsdt: Cálculo da velocidade da corrente gasosa nas condições padrões.

$$V_{Gstd} = \frac{4 * Q_{Gstd}}{3600 \pi D_{iG}^2} \quad (3.60)$$

Defpvstd: Cálculo da diferença de pressão de velocidade nas condições padrões.

$$pvstd = \left(\frac{T_a}{T_{std}} \right)^2 * pv \quad (3.61)$$

Defpsstd: Cálculo da diferença de pressão estática nas condições padrões.

$$psstd = ptstd - pvstd \quad (3.62)$$

Dpotstd: Cálculo da potência consumida pelo soprador se o sistema estivesse nas condições padrões.

$$Pot_{sopst} = 1,2 * \left(\frac{Q_{Gstd}}{3600 \cdot Ef_{sop}} \right) * (g \cdot \rho_{L,p} \cdot p_{tstd}) \quad (3.63)$$

3.8 – Estabelecimento da Função Objetivo a ser Otimizada

São mostradas as expressões utilizadas neste trabalho, a fim de estimar as funções objetivos efetuadas na otimização. Dois tipos de custos podem ser analisados: o primeiro representa o custo operacional da planta, que será representado como o custo da energia elétrica consumida durante a operação da bomba e do soprador. Outro tipo de análise sugere que seja o custo fixo necessário ao investimento, englobando custos diretos como a compra e a instalação de equipamentos e custos indiretos como gastos com impostos e seguros. Nas simulações efetuamos a otimização da unidade com duas funções objetivo diferentes, cada uma representando um custo: custo operacional ou custo fixo.

O custo operacional da unidade de stripping foi calculado através da equação (2.18). O custo fixo foi estimado em função do custo de aquisição dos equipamentos descrito pelas equações (2.15) a (2.17). Os custos de aquisição de cada equipamento foram obtidos de TURTON et al. (1998). Para a aplicação destas expressões, algumas considerações foram efetuadas. Dentre elas estão: o intervalo de tempo onde o custo operacional representa o número de horas trabalhadas por ano; os preços dos equipamentos são calculados por expressões obtidas em TURTON et al. (1998) e SEIDER et al. (1999). Estas equações foram

obtidas para preços na metade de 1996 e metade de 1982, respectivamente. Na expressão para estimativa de custo da carcaça da coluna, como as constantes da equação de custo proposta por TURTON et al. (1998) variavam com o diâmetro da coluna, foi utilizada a expressão proposta por SEIDER (1999), onde o custo da carcaça é função do diâmetro e da altura da coluna; a expressão de custo para o soprador não inclui o preço do motor, seu custo está incluído na expressão para cálculo do preço da bomba centrífuga; aço inoxidável foi o material considerado para a carcaça da coluna de stripping e seus internos, além de boa resistência à corrosão é um dos poucos materiais disponíveis em tabelas de custo. Para tais itens, são previstos fatores multiplicativos iguais a 4,0 no custo da carcaça da coluna e 2,0 no custo das bandejas e do eliminador de névoa. Para a bomba, seu custo foi considerando que esta seria revestida internamente de aço inoxidável, fator de correção igual a 1,8; e o soprador, o material empregado foi o aço-carbono.

Segundo as suposições realizadas, algumas constantes foram adicionadas ao modelo fornecendo informações necessárias ao emprego das equações utilizadas. As seguintes constantes foram adicionadas:

- Preço do kWh, R\$/kWh = R\$ 0,18;
- Número de horas trabalhadas por ano, Nhoras = 8000h;
- *CEP Cost Index* (metade de 1982), CEP1 = 315;
- *CEP Cost Index* (metade de 1996), CEP2 = 382;
- *CEP Cost Index* (julho de 2001), CEP3 = 395,3;
- Cotação do dólar em reais (Maio de 2004), dólar = 3,16.

Fatores de proporcionalidade considerados na composição do custo fixo da planta encontram-se apresentados na Tabela 3.9. Estes valores foram obtidos com o auxílio de engenheiros projetistas, considerando que a unidade de *stripping* deve operar próximo a uma planta com uma certa infra-estrutura montada. Custos indiretos como os de engenharia e custos diversos foram tomados como frações diretas do custo dos equipamentos.

Tabela: 3.9 – Composição do custo fixo total

Item considerado	Descrição	Fator de multiplicação
01	Equipamentos principais: coluna, bomba e soprador.	1,0
02	Obras civis	0,6
03	Materiais de instalação: tubulações e acessórios, material elétrico, instrumentação etc.	0,6
04	Montagem de campo – montagem dos equipamentos, montagem de tubulação e estruturas, montagem elétrica, montagem de instrumentação, isolamento e pintura.	0,5
05	Combate a incêndio	-
06	Engenharia	0,4
07	Custos diversos (frete, impostos, seguros)	0,1
	Subtotal	3,2
	Reservas de projeto (10% do subtotal)	0,32
	Fator final de multiplicação	3,52

Fonte: ALBUQUERQUE, 2002

As equações apresentadas a seguir atendem ao objetivo proposto nesta etapa:

E_{CostCar}: Estimativa do custo da carcaça da coluna de stripping em função da sua altura e do seu diâmetro, conforme recomendação de SEIDER et al. (1999).

$$C_{car} = \text{dólar} * \left(\frac{CEP3}{CEP1} \right) * 4,0 * 1780 * H_{col} * 0,87 * D_c * 1,23 \quad (3.64)$$

E_{CostBan}: Estimativa do custo total das bandejas da coluna de stripping, incluindo eliminador de nevoa, em função de seu número de pratos, de seu diâmetro e do fator quantidade de bandejas, f_{ban}, conforme TURTON et al. (1998).

$$C_{ban} = \text{Dolar} * \left(\frac{CEP3}{CEP2} \right) * 2,0 * [(235 + 19,8 * D_c + 75,07 * (D_c))] * NP * f_{ban} \quad (3.65)$$

Os valores de fban são indicados no quadro a seguir. Como as simulações efetuadas indicavam valores de NP da ordem de 4 a 10 bandejas, fez-se fban constante e igual a 2,5.

Quadro: 3.3 – Valores assumidos por fban.

Np	fban
1	3,0
4	2,5
7	2,0
10	1,5
> 20	1,0

Fonte: ALBUQUERQUE, 2002

ECostCol: Estimativa de custo da coluna de stripping. É a soma entre o custo da carcaça e o custo atribuído às bandejas e o eliminador de névoa.

$$Ccol = Ccar + Cban \quad (3.66)$$

ECostSop: Estimativa de custo do soprador. É função da *Power of Fluid* = Potsop x Efsop, segundo TURTON et al. (1998).

$$Csop = \text{dólar} * \left(\frac{CEP3}{CEP2} \right) * 10 \text{ auxcosp2} \quad (3.67)$$

Onde auxcosp2 é dada por:

$$\text{auxcosp2} = 2,9945 + 0,9542 * \text{Log}(10^{-3} * Pot_{sop} * Ef_{sop})$$

ECostMSP: Estimativa de custo do motor do soprador, segundo TURTON et al. (1998). É função da *Shaft Power* do motor, aqui considerada a própria potência requerida pelo soprador. Foi escolhido um modelo elétrico e à prova de explosão.

$$CMsop = \text{Dolar} * \left(\frac{CEP3}{CEP2} \right) * 10 \text{ auxcosm2} \quad (3.68)$$

Onde $auxcosm2$ é dada por:

$$auxcosm2 = 2,3006 + 1,0947 * \text{Log}(10^{-3} * Pot_{sop}) - 0,1016 * \left[\text{Log}(10^{-3} * Pot_{sop}) \right]^2$$

ECostBom: Estimativa de custo da bomba centrífuga, segundo TURTON et al. (1998). É uma função da potência consumida pela bomba.

$$Cbomb = \text{dólar} * \left(\frac{CEP3}{CEP2} \right) * 1,8 * 10 auxcosb2 \quad (3.69)$$

Onde $auxcosb2$ é dada por:

$$auxcosb2 = 3,5793 + 0,3208 * \text{Log}(10^{-3} * Pot_{bomb}) + 0,0285 * \left[\text{Log}(10^{-3} * Pot_{bomb}) \right]^2$$

ECostEq: Cálculo do custo total de aquisição dos equipamentos. É a soma dos custos de aquisição dos principais equipamentos da unidade: coluna, soprador e bomba.

$$CEq = Ccol + Csop + CMsop + Cbomb \quad (3.70)$$

Ecostfix: Cálculo do custo fixo da unidade a partir do custo de aquisição dos equipamentos. É igual ao produto entre o custo dos equipamentos versus o fator multiplicativo dado na Tabela 3.9.

$$Cfix = CEq * \text{Fator Final de Multiplicação} \quad (3.71)$$

ECostOp: Estimativa do custo operacional a partir da equação (2.18), representado pelo gasto de energia para transporte dos fluidos à coluna de stripping.

$$COP = 10^{-3} * (Potbomb + Potsop) * (R\$/kWh) * (\text{tempo base}) \quad (2.18)$$

No capítulo a seguir será apresentada a otimização da unidade considerada, bem como a descrição do software utilizado e a programação matemática para este modelo.

CAPÍTULO 4

4.1 - Otimização

A otimização consiste em uma técnica muito importante para o melhor aproveitamento dos recursos disponíveis. Dentro da otimização, a Programação Não – Linear, através de diversos métodos computacionais é a ferramenta matemática utilizada neste trabalho para este melhor aproveitamento, consistindo na modelagem e resolução de problemas de otimização de uma função não – linear, com ou sem restrição.

As três classes principais de modelos de otimização com restrição são conhecidos como modelos lineares, inteiros e não – lineares. Estes tipos de modelos têm muito em comum. Eles têm a mesma estrutura geral de otimização com restrições.

O modelo de Programação Linear (LP) é o mais simples dos três. Um modelo de Programação Linear consiste de expressões lineares, função objetivo e restrições. Por este motivo existe uma maior disponibilidade de algoritmos poderosos para sua solução, o que torna os modelos de programação linear mais comuns (BISSCHOP, 1999).

Problemas de otimização com restrições no qual as variáveis devem apresentar valores inteiros são conhecidos como problemas de programação inteiro puro (pure integer programming). Problemas de otimização restritos, no qual somente algumas variáveis assumem valores inteiros, são chamados problemas de programação misto inteiro (mixed integer programming). Se tanto a função objetivo quanto todas as restrições são lineares, o termo linear misto inteiro pode ser aplicado (BISSCHOP, 1999).

Um problema de Programação Não – Linear (NLP) consiste em uma função objetivo algébrica sujeita a um conjunto de restrições e limites simples. O termo “algébrico” é usado para indicar operadores para adição, subtração, divisão, multiplicação, exponenciação, etc. Restrições algébricas consistem de equações

e/ou desigualdades. Os limites simples são limites superiores e/ou inferiores das variáveis. As variáveis podem assumir um valor entre estes limites. Se nenhum limite simples for indicado para uma variável particular, seu valor pode variar entre menos infinito e mais infinito (BISSCHOP, 1999).

A otimização pode ser definida como a necessidade de eficiência, podendo ser dividida em reconhecimento de alternativas e decisão, podendo ser qualitativa ou quantitativa, quando a escolha é baseada em meios matemáticos.

Existem três categorias de otimização: a preferencial, a matemática e a econômica. A modelagem não é uma tarefa fácil, assim o valor ótimo de um modelo não é uma tarefa fácil, assim o valor ótimo de um modelo não é necessariamente o valor ótimo na realidade. Para qualquer que seja o modelo, devemos estabelecer três considerações: a resposta é possível?; a resposta é realmente a solução ótima? e quão sensível é o valor ótimo?

Ficando implícito, que para otimizar é necessário uma ferramenta para modelar e solucionar o problema e essa ferramenta pode ser a Programação Não – Linear e a Programação Mista Inteira Não – Linear.

4.2 - Otimização do Modelo Proposto

O modelo proposto apresenta algumas variáveis (número de pratos, diâmetros de tubulações, parâmetros internos da coluna etc.), além de um conjunto de relações lineares e não-lineares, sujeitas a restrições de igualdade e desigualdade. Um problema desta natureza constitui um problema de Programação Mista Inteira e Não-Linear (PMINL). Devido a dificuldades na convergência do modelo como um problema de PMINL, o modelo construído foi resolvido considerando-se todas as variáveis contínuas, e o problema de PMINL foi transformado num problema de PNL – Programação Não-Linear.

Por apresentar equações não-lineares e variáveis que assumem valores contínuos e inteiros (no caso do número de pratos da coluna), o problema de otimização aqui proposto seria classificado como PMINL. No entanto, o problema

foi tratado como um problema de PNL, onde as variáveis inteiras foram consideradas contínuas.

A formulação do problema de otimização proposto pode ser visualizada a seguir:

***minimizar* Custo**

Sujeito às restrições:

Equações

- Cálculo da altura da coluna;
- Definição dos parâmetros envolvidos no projeto da bandeja;
- Cálculo da perda de carga por prato e do diâmetro da coluna;
- Identificação do tipo de regime de fluxo predominante;
- Ajuste da área perfurada da bandeja;
- Dimensionamento da bomba e do soprador;
- Estimativa do custo da planta etc.

Inequações

- Restrições operacionais da coluna de stripping;
- Restrições ao dimensionamento dos equipamentos;
- Restrições Ambientais.

Utilizamos os custos (custo operacional e custo fixo da unidade) para a composição da função objetivo, visando uma melhor economia para a unidade considerada. As imposições ambientais foram colocadas na forma de restrições como pode ser observado no item 3.6 desta dissertação. Os índices ambientais atualmente disponíveis que podem ser encontrados em CARBONELL (2003), não são quantitativos, de forma que não se prestam a esse tipo de análise, ou seja, não apresentam funcionalidade se incluídos na função objetivo. Dessa forma, esses índices possuem validade em uma análise qualitativa, e assim a parte ambiental deve ser inserida nas restrições.

Além disso, o fato de uma programação matemática apresentar primeiro a função objetivo e depois as restrições não significa que as restrições sejam menos

importantes. Pelo contrário, se as restrições não forem satisfeitas, a solução não é factível e não se qualifica sequer a ser analisada como uma candidata para o ótimo.

De acordo com a natureza das equações que compõe o modelo, a resolução de um problema como este descrito acima é conseguida com o emprego de pacotes computacionais que contenham *solvers* (programas otimizadores) especializados na resolução de problemas de otimização não-lineares. Alguns podem ser encontrados em EDGAR e HIMMELBLAU (1989) e em PINTO (2000).

Um problema de otimização não-linear com restrições pode ser representado da seguinte forma:

$$\text{Minimizar} \quad F(x) \quad x = [x_1 \ x_2 \ \dots \ x_n]$$

Sujeito a:

$$h(x) = 0 \quad (\text{restrições de igualdade})$$

$$g(x) \leq 0 \quad (\text{restrições de desigualdade})$$

sendo x o vetor contendo as variáveis do problema, $F(x)$ a função objetivo e $h(x)$, $g(x)$ conjuntos de funções geralmente não-lineares das mesmas variáveis.

Existem abordagens para a resolução de problemas de otimização não-lineares com restrições. A resolução do problema de otimização é conseguida a partir de uma estimativa inicial e procurando-se por pontos factíveis que proporcionem uma melhora no valor assumido pela função objetivo, o que corresponde a uma diminuição para problemas de minimização ou um aumento para problemas de maximização (EDGARD e HIMMELBLAU, 1989).

Métodos empregados na resolução de problemas de otimização não-lineares sujeitos a restrições pertencem aos seguintes grupos (FLOUDAS, 1995):

1. Métodos que aplicam o conceito de Função Penalidade: um termo de penalidade é adicionado à função objetivo para qualquer violação das restrições de igualdade e desigualdade. O problema restrito é transformado em um problema irrestrito. Uma seqüência de pontos inviáveis é criada e quando o parâmetro de penalidade é grande o bastante os pontos gerados aproximam-se da solução ótima exteriormente à região de viabilidade do problema;
2. Métodos que aplicam Funções de Barreira: estes métodos transformam o problema em um problema irrestrito ou em uma seqüência de subproblemas irrestritos, por meio da introdução de uma função de barreira (penalidade interior), a qual evita que os pontos gerados deixem a região de viabilidade do problema. Uma solução ótima do problema restrito é gerada no limite da seqüência de pontos factíveis;
3. Métodos que aplicam Projeção do Gradiente: procuram melhorar a busca de direções viáveis para o problema projetando-se o gradiente da função objetivo no espaço de nulidade dos gradientes gerados pelas restrições de igualdade e pelas restrições ativas de desigualdade. Problemas não-lineares, correções são introduzidas para direcioná-lo à região de viabilidade do problema;
4. Métodos baseados em Programação Linear Sucessiva (SLP): são adaptados à resolução de problemas com restrições lineares. Em cada iteração, o problema de programação não-linear é linearizado em torno de um ponto e uma seqüência de problemas de programação linear é formulada aproximando-se a função objetivo e restrições não-lineares pelas respectivas séries de Taylor de primeira ordem. Métodos para solução de problemas de programação linear são empregados na resolução do problema de PNL;
5. Métodos baseados em Programação Quadrática Sucessiva (SQP): buscam melhorar a velocidade de convergência dos métodos de SLP empregando-se uma aproximação de segunda ordem ao problema original. A cada

iteração o problema não-linear é transformado em subproblemas mais simples de programação quadrática e métodos como o de Newton são aplicados para a resolução direta das condições de otimizabilidade do problema original;

6. Métodos baseados no conceito de Gradiente Reduzido (Gradiente Reduzido Generalizado, GRG): o problema com restrições é transformado num problema sem restrições equivalente através do emprego de técnicas baseadas no conceito de gradiente reduzido, empregado para linearizar a função objetivo e as restrições não-lineares do problema original. Em função das restrições existentes, o problema tem sua dimensionalidade reduzida a um subconjunto independente de variáveis, onde a direção de busca e o gradiente são expressos em termos das variáveis independentes do problema.

4.3 – Programação Matemática

4.3.1 – Programação Não Linear

A Programação Não-Linear (PNL) é mais uma área da programação matemática, juntamente com a Programação Linear, a Programação Inteira, a Otimização em Redes e a Programação Dinâmica (Mateus, 1986).

Os primeiros métodos de otimização em Programação Não-Linear eram bastante restritos, e tornaram-se significativos no final da década de 50 com a introdução dos métodos de métrica variável, capazes de solucionar problemas de muitas variáveis em pequeno espaço de tempo.

A aplicação da PNL estende-se a problemas de planejamento, programação de produção e estocagem, automação e otimização de processos, sendo que seus métodos são limitados e voltados para aplicações específicas.

Ao se estudar um sistema, estamos interessados no desenvolvimento de um modelo científico e na sua resolução. Este método é a síntese da análise de

muitas variáveis de decisão, onde se procura a distribuição eficiente de recursos limitados entre atividades competitivas. Uma decisão está ligada ao objetivo que pode maximizar ou minimizar a velocidade ou distância em um problema físico, maximizar os lucros de uma produção, minimizar os custos, melhorar as condições de vida de uma população, etc.

A maioria das não – linearidades englobadas em um modelo de programação está dentro de duas categorias: relações observadas empiricamente, como variações não – proporcionais em custos, resultados de processos e características de qualidade; relações deduzidas estruturalmente, que englobam fenômenos físicos, deduzidos matematicamente e regras administrativas.

Os métodos para resolução de problemas de Programação Não – Linear podem ser divididos em dois grupos: modelos sem restrição; modelos com restrições.

O principal conceito envolvido em Programação Não – Linear é o de taxa de variação – derivadas e gradientes. O grande problema que dificulta a obtenção da solução ótima nos problemas de Problemas Não – Linear são os mínimos e máximos (extremos) locais da função objetivo.

Máximos ou Mínimos locais dificultam a obtenção da solução ótima em um problema de Programação Não – Linear, porque, uma vez que o vetor gradiente fornece a direção de maior taxa de variação da função, escolhe-se arbitrariamente um ponto qualquer (uma solução) e “caminha-se” nesta direção para um próximo ponto (uma outra solução, que teoricamente é melhor que a anterior) estiver fora da região de convergência da solução ótima, o resultado obtido será apenas uma solução sub-ótima.

4.3.2 – Programação Inteira e Mista

Muitos problemas em operação, projeto, localização e escalonamento de plantas envolvem variáveis que não são contínuas e sim discretas, ou seja,

variáveis que são inteiras. Variáveis de decisão do tipo instala (1) ou não instala (0) um equipamento, ou número de unidades de bombas a serem implementadas.

Uma abordagem para resolver o Problema de Programação Inteira (PPI) é tratar as variáveis como contínuas e aproximar a solução obtida aos números inteiros mais próximos, porém, este procedimento só é válido quando as variáveis de decisão assumem valores grandes.

Existem os seguintes problemas de otimização envolvendo variáveis inteiras: apenas estão presentes variáveis discretas, denominado problema de PI (“Integer Programming” – IP); apenas estão presentes variáveis discretas binárias (0 ou 1), denominado programação inteira binária PIB (“Binary Integer Programming” – BIP); algumas variáveis de decisão são contínuas (y) outras são discretas (x), denominando programação inteira mista PIM (“Mixed-Integer Programming” – MIP); algumas variáveis de decisão são contínuas (y) outras são discretas (x) com a FO e as FR’s lineares, sendo denominado programação inteira-mista linear PIML (“Mixed-Integer Linear Programming” – MILP).

4.3.3 - Formulação Matemática de um Problema de Otimização

Podemos sub-dividir o problema de otimização em três etapas: identificação das variáveis de decisão (VD’s) e das auxiliares (VA’s, todas as demais variáveis e constantes); identificação da Função Objetivo (FO); identificação das Funções de Restrição (FR’s).

Dessas três etapas, a primeira, ou seja, a formulação matemática do problema é a mais difícil e crítica, pois requer um profundo conhecimento do sistema a ser otimizado e o levantamento de informações nem sempre disponíveis ou quantificáveis de maneira precisa, e porque as demais etapas dependem dela.

O desenvolvimento da Função Objetivo e de suas restrições requer que sejam arbitradas hipóteses simplificadoras, que preservem as principais características do sistema e que possibilitem a resolução do problema. Deve-se estabelecer um modelo matemático simultaneamente simples e fiel aos

fenômenos do sistema. Não existe um procedimento padronizado para desenvolver um modelo matemático de um sistema.

A resolução do problema de otimização se resume a aplicação de algoritmos numéricos adequados a cada classe de problemas, não sendo uma tarefa complicada embora o desenvolvimento e implementação de novos algoritmos o sejam. Porém, já estão disponíveis comercialmente ótimos “pacotes computacionais”.

A interpretação dos resultados obtidos é outra etapa que requer muita atenção e conhecimento a respeito do sistema. Por exemplo, quando existe a multiplicidade de pontos extremos a escolha do melhor pode recair sobre um extremo local diferente do global, mas que apresente características mais apropriadas para o sistema.

A expressão matemática de um problema de otimização tem duas partes: a Função Objetivo (FO), ou seja, o critério de desempenho a ser atingido, cuja especificação é obrigatória; as restrições ou Funções de Restrição (FR's), que estão quase sempre presentes.

De maneira geral, as restrições podem ser escritas sob a forma de equações (algébricas ou diferenciais) e/ou inequações (algébricas ou diferenciais).

Genericamente, o problema de otimização pode ser formulado da seguinte forma:

$$\begin{aligned} &\min f(x) \\ &\text{sujeito a } g(x) = 0 \\ &\text{e/ou } h(x) \leq 0 \end{aligned} \tag{5}$$

Para resolver os problemas lineares ou não-lineares de otimização com ou sem restrições existem inúmeros métodos numéricos.

A Função Objetivo (FO)

Devemos ser capazes de traduzir expressões verbais do tipo maximização do lucro ou minimização dos custos em termos matemáticos, devemos ainda

expressar a FO em termos de unidades monetárias ou em unidades quantificáveis, e omitir expressões filosóficas.

Na definição da FO podemos considerar apenas objetivos econômicos (maximizar a lucratividade) ou apenas objetivos operacionais (diminuir a diferença entre o valor desejado e o valor medido na operação de um equipamento) ou combinar os dois tipos de objetivo numa única FO.

Todos os procedimentos numéricos de otimização requerem que seja definido um **critério de parada ou tolerância**, pois a solução exata nunca é encontrada, mas apenas uma aproximação da mesma.

Tolerância ou Critério de Parada

O ponto ótimo deve estar numa vizinhança do ótimo verdadeiro. Esta vizinhança pode ser tão pequena quanto à precisão das informações utilizadas, mas sempre será necessário arbitrar tal aproximação.

Objetivos Econômicos

A FO pode ser escrita em relação ao lucro e/ou custo em termos de lucratividade de um dado projeto. O termo lucratividade é utilizado para mensurar a quantidade de lucro gerado, tal medida pode ser expressa de diferentes maneiras.

Podemos estabelecer os seguintes objetivos econômicos: a minimização dos custos ou maximização dos lucros operacionais; a minimização dos custos de investimento (ou de capital); a minimização de uma função que inclua os custos de capital e operacional.

Objetivos Operacionais

Podemos escrever FO's que minimizem a diferença entre o tempo de processamento, maximizem a produção, ou minimizem a diferença entre o valor desejado e o valor medido das variáveis de processo. Em todos esses casos não

consideramos o custo, o lucro, ou qualquer outro valor econômico, mas apenas critérios técnicos.

As Funções de Restrição (FR's)

A grande maioria dos problemas de otimização de interesse prático tem que atender a um conjunto de restrições de natureza: operacional, por exemplo, as variáveis manipuladas devem permanecer dentro de limites máximos e mínimos e/ou a variação das variáveis manipuladas menor que uma variação máxima; física, por exemplo, limites máximo para temperaturas a depender dos materiais presentes no processo, máxima capacidade produtiva da unidade, fechamento dos balanços de massa e energia, fração molar deve estar entre 0 e 1, temperatura e pressão absoluta maior que 0; mercadológica, por exemplo, deve atender a uma demanda mínima e/ou consumir uma quantidade máxima de matéria-prima e/ou energia.

Portanto, para que o problema de otimização tenha uma solução correta, tais restrições devem ser explícitas e matematicamente escritas. A formulação do problema de otimização só estará completa se estabelecermos a FO e as suas FR's.

4.4- O Pacote Computacional GAMS

O Software GAMS (General Algebraic Modeling System) é designado à construção e solução de grandes e complexos modelos de programação matemática, oferecendo recursos para programadores e sendo mais compreensível para usuários de modelagem. Podendo fazer declarações de modelos algébricos de forma concisa numa linguagem que é lida tanto por modeladores quanto por computadores. Assim, o software pode melhorar a produtividade de modeladores e expandir a extensão e utilidade de programação de aplicações matemáticas em análise de plano de ação e tomada de decisões.

O GAMS (General Algebraic Modeling System) é um pacote computacional aplicado na resolução de problemas de otimização matemática e que foi

desenvolvido no Centro de Pesquisa e Desenvolvimento do Banco Mundial em Washington com o objetivo de permitir que modelos com diferentes graus de complexidade e de tamanho pudessem ser resolvidos em diferentes tipos de computadores sem qualquer prejuízo (BROOKE et al., 1996).

Este pacote computacional é conhecido, como sendo empregado na resolução de problemas relacionados com diversas áreas do conhecimento: engenharias, ciências econômicas, administração e organização de empresas, matemática. Seu grande sucesso, segundo BROOKE et al. (1996), deve-se às facilidades advindas de sua estrutura, a qual permite que: toda a informação necessária para entender o modelo, dados e especificações lógicas, esteja reunida em um único documento, a declaração do modelo em linguagem GAMS; textos explicativos possam ser incluídos para a definição de todos os símbolos e estejam associados quando quer que os valores associados sejam apresentados, facilitando desta maneira a identificação de variáveis, parâmetros, constantes, equações etc; o GAMS não contém nenhum editor especial para textos e gráficos. Sua arquitetura permite que o usuário empregue o editor que lhe convenha, dispensando o aprendizado de comandos de editoração particulares do próprio GAMS na implementação dos modelos; internamente existe uma série de algoritmos para a resolução de problemas de otimização. Tais algoritmos possibilitam a resolução de um determinado problema por vários *solvers*, ou seja, por programas otimizadores diferentes, permitindo ao usuário fazer comparações entre os diversos *solvers* na resolução de um mesmo problema; todos os programas otimizadores existentes sejam acessados sem modificação na representação do modelo construído pelo usuário, ou seja, uma única representação do modelo pode ser aplicada para a resolução nos diversos programas otimizadores; este pacote possui uma extensa biblioteca contendo aplicações de modelos implementados em GAMS para a resolução de diversos problemas-exemplo conhecidos da literatura. Isto, além de contribuir para o aprendizado de novos usuários, auxilia na construção de modelos e na resolução de problemas mais complexos, uma vez que tais exemplos podem ser alterados e aplicados a outras situações.

Os programas otimizadores existentes no GAMS permitem que problemas de Programação Linear (PL), Não-Linear (PNL), Mista-Inteira (PMI), Mista-Inteira e Não-Linear (PMINL) entre outros possam ser resolvidos. A atuação do GAMS consiste em gerenciar os programas otimizadores e estabelecer a conexão entre estes e o modelo construído.

Por conta de vantagens como as acima descritas, o GAMS foi aplicado nos estudos de casos aqui propostos.

4.4.1- Resolução de problemas de programação não-linear pelo GAMS

As versões do GAMS atualmente disponíveis no LSOPQ – Laboratório de Simulação e Otimização de Processos Químicos – são a 2.50 e 2.54. Nossas simulações foram obtidas a partir da versão 2.54, aplicando-se o *solver* CONOPT e CONOPT2, que é versão mais atualizada disponível no momento pelo laboratório do solver.

CONOPT

É um *solver* capaz de resolver problemas de programação não-linear no formato a abaixo. O modelo original é convertido nesta forma, obtido pela introdução de variáveis de folga *slack variables* em todas as restrições de desigualdade do modelo.

$$\text{Minimizar} \quad f(x) \quad (1)$$

Sujeito a

$$g(x) = b \quad (2)$$

$$l \leq x \leq u \quad (3)$$

onde aqui x representa o vetor que contém as variáveis de interesse, b é o vetor contendo os termos independentes das equações, l e u são vetores contendo os

limites inferiores e superiores para as variáveis, $f(x)$ é a função objetivo e $g(x)$ um conjunto de funções não-lineares diferenciáveis que definem o modelo.

Este *solver* é baseado no algoritmo GRG – Gradiente Reduzido Generalizado – para a resolução dos problemas, considerado por BROOKE et al. (1996) como o *solver* mais apropriado para a resolução de modelos contendo muitas restrições não-lineares e com poucos graus de liberdade. Seu algoritmo pode ser resumido da seguinte forma genérica (BROOKE et al., 1996):

- 1) Inicialização e obtenção de uma solução factível;
- 2) Seleção de um conjunto de n variáveis básicas, x_b , tal que a submatriz B da coluna de variáveis básicas da matriz Jacobiana seja não-singular. Fatorização de B . As variáveis remanescentes, x_n , são as variáveis não-básicas;
- 3) Resolução da equação: $BTu = dF/dxb$, sendo u o vetor dos multiplicadores de Lagrange;
- 4) Cálculo do gradiente reduzido, $r = dF/dx - jacobiana u$. r é, por definição, zero para as variáveis básicas;
- 5) Se r ao ser projetado nos limites das variáveis e restrições é pequeno, então pare. O ponto em questão é próximo ao ótimo;
- 6) Selecione um conjunto de variáveis superbásicas, x_s , como um subconjunto de variáveis não-básicas que provavelmente pode ser mudado, e encontre uma direção de busca, ds , para as variáveis superbásicas baseadas em rs e, possivelmente, em alguma informação de segunda ordem;
- 7) Efetue uma busca em linha (*line search*) ao longo da direção d . Para cada etapa, x_s é alterado na direção ds e

xb é ajustado para satisfazer $G(xb, xs) = b$ através de um processo pseudo-Newtoniano usando B fatorada na etapa 3;

8) Volte à etapa 2.

Segundo ALBUQUERQUE (2002), como as simulações efetuadas apresentaram bastantes equações não-lineares e um número de variáveis próximo ao número de equações (baixo grau de liberdade), foi empregado o *solver* CONOPT2, a segunda versão do *solver* CONOPT, para a resolução do problema. Esta versão apresenta uma série de vantagens e ferramentas auxiliares adicionais, os *options*, que podem ser ativados para facilitar a resolução do problema e aumentar o desempenho da otimização.

Como o modelo em estudo apresentou dificuldades, algumas medidas foram necessárias: imposição de limites a praticamente todas as variáveis de interesse, estabelecendo limites para algumas variáveis, os limites das demais foram impostos em função dos anteriores na forma de equações. Em variáveis que não se tinha nenhuma informação a respeito da ordem de grandeza dos valores assumidos, limites mais amplos de valores foram impostos; melhoramento das estimativas iniciais. Conseguindo, após a elaboração da matriz de incidência do problema. Para o escalamento das variáveis, foi empregado o procedimento automático existente no *solver* CONOPT2, através do *option lsscal = true*. Embora BROOKE et al. (1996) alertem que o emprego deste procedimento pode não resolver todos os problemas de falta de escala no modelo proposto, o procedimento melhorou a convergência .

No próximo capítulo serão apresentados os resultados obtidos nas simulações para cada caso de estudo bem como as discussões sobre a otimização da unidade de *air stripping*.

CAPÍTULO 5

Resultados e Discussões

Nos três estudos de caso apresentados, otimizamos o custo operacional e o custo fixo, realizamos as simulações com dois valores fixos: 30 e 60% para a eficiência da bandeja. Estes valores estão baseados nas informações de SINNOTT (1997) e BERANEK (2001).

Os estudos de caso se diferem quanto à vazão da corrente líquida que alimenta a coluna de stripping, a concentração inicial e o número de compostos aromáticos presentes na água residuária. Estas informações são apresentadas na Tabela 5.1 a seguir:

Tabela: 5.1- Principais informações sobre os estudos de casos considerados

	Estudo de Caso 1:	Estudo de Caso 2:	Estudo de Caso 3:
Nº. de Compostos na água contaminada	01	04	06
Concentração inicial de cada Composto presente na água, $x_{0,j}$ (ppm base molar)	7	7,14,21,28	10
Vazão da corrente líquida, QL (m ³ /h)	6,80	10,0	15,0
Restrição (3.40)	$\frac{x_{N,j}}{x_{0,j}} \leq 0,0475$	$\sum_{j=1}^4 x_{Nmas,j} \leq 0,03$	$x_{Nmas,j} \leq 0,03$
Objetivo principal	Comparar os fatores de stripping ótimos recomendados por LI e HSIAO (1991) e os obtidos na otimização aqui efetuada.	Comparar as configurações ótimas obtidas nas simulações em função de $x_{0,j}$ e da perda de carga máxima admissível nos pratos, ΔP_{max} .	Otimizar um sistema contendo mais Compostos e com uma vazão de alimentação de líquido maior.

Como o número de variáveis obtido em cada simulação foi considerável (mais de 180), selecionamos apenas as mais relevantes. Para cada simulação, foram escolhidas trinta e três variáveis que são apresentadas em forma de tabelas no ANEXO 3. Neste capítulo apresentamos aquelas relacionadas diretamente aos custos de equipamentos e à operação da unidade de stripping otimizada.

5.1- Estudo de Caso 1: Misturas binárias (1 Composto Aromático + água)

Para este estudo de caso foi considerado uma corrente líquida contaminada por um composto aromático a uma concentração inicial de 7ppm (base molar) e uma temperatura de 25°C (298,15K) dos seguintes compostos:

- Benzeno (Constante de Henry = 187,0 atm);
- Tolueno (Constante de Henry = 207,0 atm);
- Etilbenzeno (Constante de Henry = 232,0 atm);
- O-Xileno (Constante de Henry = 137,0 atm);
- M-Xileno (Constante de Henry = 207,0 atm);
- P-Xileno (Constante de Henry = 189,0 atm).

Para cada composto foram efetuadas simulações fixando-se dois valores distintos para a eficiência da bandeja de Murphree e na função objetivo – custo operacional e custo fixo.

5.1.1- Implementação no GAMS

O problema de otimização em linguagem própria do pacote GAMS apresentou as informações estatísticas mostradas a seguir, as quais fornecem uma idéia do grau de complexidade do problema abordado. Segundo BROOKE et al. (1996):

- BLOCKS OF EQUATIONS ou VARIABLES: Contagem do número de variáveis ou de equações em blocos, onde variáveis e equações indexadas representam uma única variável ou equação;
- SINGLE EQUATIONS ou VARIABLES: Contagem do número de variáveis ou de equações individualmente. Cada variável ou equação indexada representa uma equação distinta para valores diferentes do índice considerado;
- NON ZERO ELEMENTS: Número de coeficientes não-nulos existente na matriz que representa o problema;
- NON LINEAR N-Z: Número de elementos não-nulos que pertencem a entradas não-lineares na matriz do modelo considerado;
- CODE LENGTH, DERIVATIVE e CONSTANT POOL: Não há uma definição sobre o significado específico destas informações. BROOKE et al. (1996) informam somente que todas são importantes para a avaliação do grau de não-linearidade do problema e que CODE LENGTH é um bom critério para avaliar a complexidade de diferentes não-linearidades como funções exponenciais, logaritmos, leis de potências etc. Nenhuma informação mais detalhada é fornecida.

MODEL STATISTICS:

BLOCKS OF EQUATIONS	178	SINGLE EQUATIONS	178
BLOCKS OF VARIABLES	181	SINGLE VARIABLES	181
NON ZERO ELEMENTS	510	NON LINEAR N-Z	277
DERIVATIVE POOL	12	CONSTANT POOL	100
CODE LENGTH 3875			

De acordo com as definições fornecidas, tem-se para este estudo de caso 178 equações ou blocos de equações e 181 variáveis ou blocos de variáveis. Além disso, verifica-se pelo número de elementos em equações não-lineares, igual a 277, e pelo elevado valor de CODE LENGTH que o modelo construído é realmente bastante complexo e, portanto, de difícil resolução.

5.1.2 - Discussão dos Resultados Obtidos

Os resultados obtidos para cada composto aromático estudado nas simulações são apresentados nas Tabelas 5.2 a 5.7, bem como nos gráficos obtidos.

Para melhor compreensão das tabelas:

- A coluna Xn apresenta o valor da concentração final do Composto atingida pela água residuária após sua passagem pela coluna de stripping. Esta coluna fornece informação a respeito da atividade da restrição (3.40a), a Tabela 5.1 indica se a restrição foi satisfeita como uma igualdade. Através da análise dos valores desta coluna verificou-se se o sistema foi, na solução ótima obtida, dimensionado para o valor mínimo requerido de concentração do Composto na água residuária, ou se o mesmo foi dimensionado para uma condição ainda mais restritiva em termos de remoção do Composto presente;
- A coluna contendo o valor Flex representa a flexibilidade operacional conseguida para a coluna projetada, dada pela equação seguinte, de acordo com ECONOMOPOULOS (1978). Assim a coluna Flex fornece informação sobre a capacidade de tratamento da unidade de stripping projetada, tanto em termos de vazão de ar e de vazão de água contaminada, quanto em termos de condições hidrodinâmicas limitantes.

$$Flex = \left(\frac{1}{F_f F_w} \right) * \left(\frac{A_{hmax}}{A_h} \right)$$

- A coluna CSop Total constitui o custo do soprador adicionado do custo do motor, inclui o somatória dos custos Csop e CMsop, calculados conforme as expressões do capítulo três.

Tabela: 5.2 – Resultados obtidos para o Benzeno (H = 187,0 atm)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% COP	0,33	6,25	390	3,04	0,58	2,56	0,35	2,43	1,06	352,8	3160,0	30768,3	8118,1	16211,1	5059,2	193946,6
EfM=60% COP	0,33	6,08	386	2,05	0,59	2,02	0,35	2,47	1,06	328,8	2837,5	23251,5	7315,2	15878,6	4559,5	163880,0
EfM=30% Cfix	0,33	6,14	387	3,08	0,58	2,61	0,35	2,46	1,06	360,2	31546	31226,6	8103,4	16311,0	5061	195856,9
EfM=60% Cfix	0,33	6,14	387	2,04	0,58	2,00	0,35	2,46	1,06	325,8	282,9	23113,7	7328,7	15836,3	4562,9	162901,6

Tabela: 5.3 – Resultados obtidos para o Tolueno (H = 207,0 atm)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% COP	0,33	6,92	390	2,83	0,58	2,44	0,35	2,43	1,06	346,1	3098,2	29174,0	5836,3	16120,4	4959,8	187468,4
EfM=60% COP	0,33	6,73	386	1,94	0,59	1,95	0,35	2,47	1,06	324,9	2803,1	22342,3	7229,4	15823,7	4504,4	159792,8
EfM=30% Cfix	0,33	8,73	454	2,44	0,51	2,06	0,36	1,85	1,06	300,6	3472,9	25506,0	8889,9	15467,7	5433,8	175520,7
EfM=60% Cfix	0,33	8,73	454	1,69	0,51	1,67	0,36	1,85	1,06	280,7	3210,0	19869,1	8240,6	15164,0	5026,6	152324,0

Tabela: 5.4 – Resultados obtidos para o Etilbenzeno (H = 232,0 atm)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% COP	0,33	7,54	386	2,67	0,59	2,39	0,35	2,47	1,06	349,7	3023,8	28146,4	7779,1	16169,2	4858,0	183373,0
EfM=60% COP	0,33	7,54	386	1,82	0,59	1,88	0,35	2,10	1,06	321,0	2768,4	21424,4	7142,9	15768,1	4448,9	156061,2
EfM=30% Cfix	0,33	11,96	445	2,03	0,54	1,91	0,35	2,60	1,06	287,5	3996,3	22176,2	10173,6	15269,9	6168,8	167611,3
EfM=60% Cfix	0,33	10,42	475	155	0,51	1,59	0,36	2,71	1,06	271,6	3305,0	18711,2	8475,6	15020,2	5150,4	148569,5

Tabela: 5.5 – Resultados obtidos para o O-Xileno (H = 137,0)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% COP	0,33	4,58	390	3,85	0,58	3,03	0,35	2,49	1,06	378,9	3404,8	36977,8	8722,2	16556,8	5448,6	219144,
EfM=60% COP	0,33	4,45	386	2,49	0,59	2,28	0,35	2,05	1,06	343,6	2969,8	26731,2	7644,6	16086,0	4771,4	177626,4
EfM=30% Cfix	0,33	7,06	545	2,80	0,54	2,32	0,35	2,60	1,06	308,6	4318,6	27903,1	10958,4	15586,7	6663,2	191658,4
EfM=60% Cfix	0,33	6,97	538	1,90	0,54	1,83	0,35	1,80	1,06	283,8	3892,7	21183,3	9920,4	15212,1	6014,2	163032,0

Tabela: 5.6 – Resultados obtidos para o M-Xileno (H = 207,0 atm)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% COP	0,33	6,92	390	2,83	0,58	2,44	0,35	2,49	1,06	346,1	3098,2	29174,0	7963,6	16120,4	4959,8	187468,4
EfM=60% COP	0,33	6,73	386	1,94	0,59	1,95	0,35	2,45	1,06	324,9	2803,1	22342,3	7229,4	15823,7	4504,4	159792,8
EfM=30% Cfix	0,33	10,67	545	2,16	0,54	1,98	0,35	2,56	1,06	291,2	4052,7	23179,5	10311,1	15326,3	6255,8	171835,8
EfM=60% Cfix	0,33	9,46	483	1,62	0,51	1,64	0,35	2,60	1,06	274,1	3389,2	19223,5	8683,5	15059,9	5275,2	151243,8

Tabela: 5.7 – Resultados obtidos para o P-Xileno (H = 189,0 atm)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% COP	0,33	6,32	390	3,02	0,58	2,55	0,35	2,49	1,06	350,0	3153,6	30593,0	8101,1	162011	5048,2	193231,5
EfM=60% COP	0,33	6,14	386	2,04	0,59	2,01	0,35	2,37	1,06	328,3	2833,7	23151,9	7305,8	15872,6	4553,4	163083,2
EfM=30% Cfix	0,33	9,74	545	2,28	0,54	2,04	0,35	2,56	1,06	294,4	41022,2	24062,5	10431,8	15375,5	6331,2	175542,4
EfM=60% Cfix	0,33	8,82	493	1,68	0,52	1,68	0,35	2,62	1,06	276,3	3482,9	19611,1	8914,5	15094,5	5413,3	153543,4

Nas tabelas listadas acima, podemos verificar algumas informações citadas abaixo:

- A coluna X_N de cada tabela mostra que ao simularmos considerando N_p contínuo, todas as soluções ótimas obedeceram a restrição (3.40 a), $x_N = 0,0475 * 7\text{ppm} = 0,3325 \text{ ppm}$;
- Em todas as simulações o valor máximo admissível de 8mmHg (1,068 KPa) para a perda de carga nos pratos foi atingida;
- Constatamos com as simulações que a Potsop constitui a parcela mais considerável do custo operacional, este fato foi constatado ao observarmos que a potência requerida pelo soprador (Potsop) é de 8 a 10 vezes maior que a potência consumida pela bomba;
- Verificou-se que o soprador, embora consuma mais energia elétrica que a bomba, apresentou um custo menor. Esta defasagem no custo pode ser em consideração ao material utilizado na bomba, aço inoxidável enquanto que para o soprador foi utilizado aço carbono.

Para uma melhor visualização dos resultados entre as variáveis e o aumento da Constante de Henry. Os gráficos representam a perda de carga máxima admissível (8mmHg), representada por dP , a eficiência da bandeja de Murphree, EF , e a função objetivo otimizada COP ou C_{fix} .

Observando a relação fator de Stripping (S) com a Constante de Henry, constatamos conforme pode ser confirmado na Figura 5.1 que o fator de Stripping tende a aumentar de acordo com a elevação da Constante de Henry.

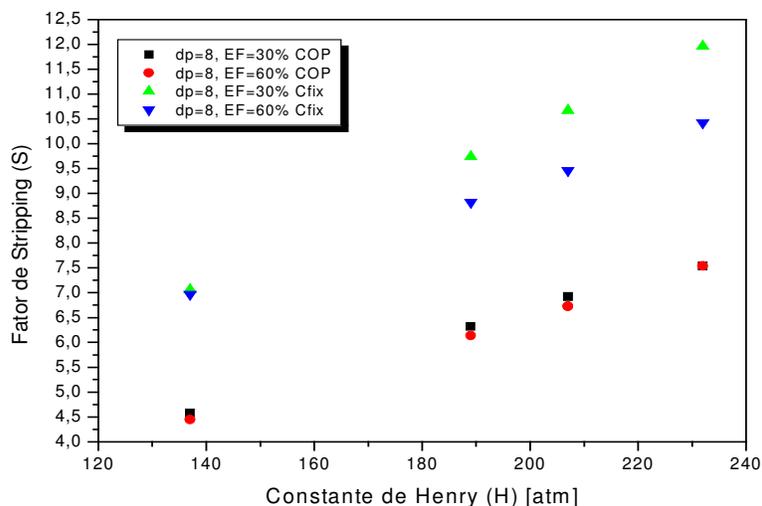


Figura 5.1 – Variação do Fator de Stripping ótimo com a Constante de Henry dos Compostos estudados

Na Figura 5.2 apresentamos as Alterações sofridas pela vazão de ar requerida em função da Constante de Henry. Verificamos que as vazões de ar requerida são maiores quando otimizamos o custo fixo.

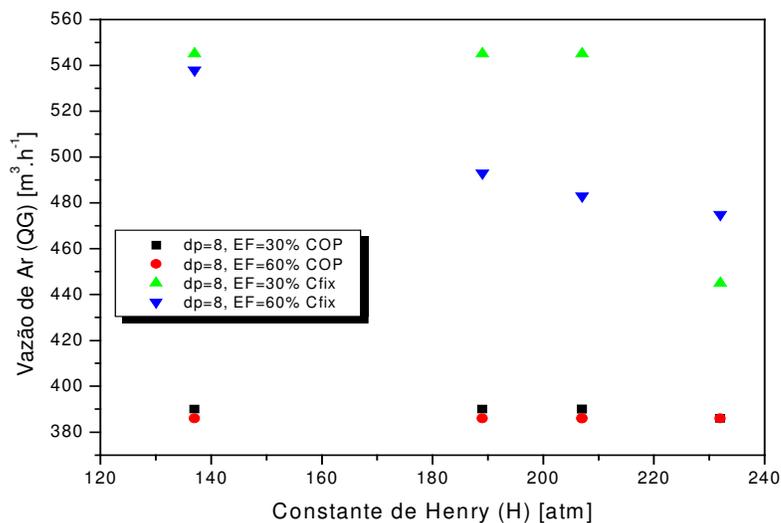


Figura 5.2 – Variação da vazão volumétrica de ar requerida com a Constante de Henry dos Compostos estudados

As diferenças na vazão de ar requerida provocaram alterações na estrutura interna da coluna de stripping, assim, atribuiu-se colunas distintas em cada caso.

A Figura 5.3 apresenta as modificações constatadas na altura da coluna de stripping em função da Constante de Henry. O aumento da Constante de Henry favorece a obtenção de colunas de stripping menores, maiores eficiências de bandeja conduzem a colunas de stripping menores.

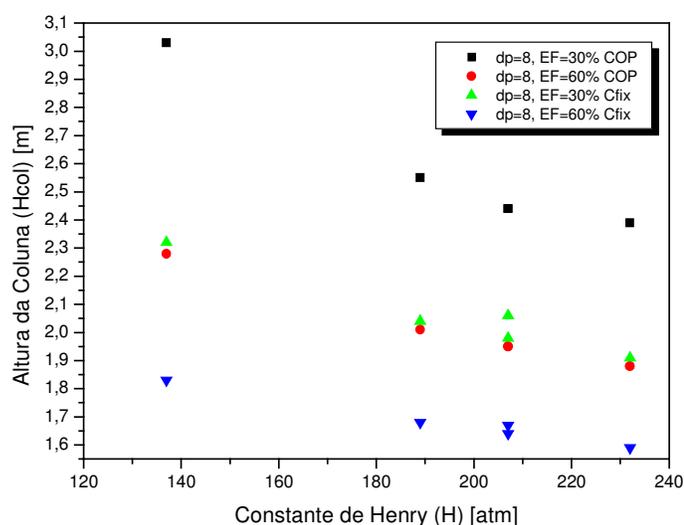


Figura 5.3 – Variação da altura requerida para a coluna de stripping com a Constante de Henry dos Constantes estudados

A otimização do custo operacional leva à diminuição no consumo de eletricidade pelos equipamentos auxiliares, que está relacionada a menores custos de aquisição, principalmente, do soprador, que consome uma maior quantidade de energia elétrica. Ao otimizarmos o custo fixo, o custo da coluna de stripping é considerado, mudanças estruturais ocorrem na coluna de stripping, conduzindo a uma coluna mais baixa e mais barata, mantendo o consumo de energia em níveis aceitáveis.

A Figura 5.4 demonstra as alterações no custo da coluna de stripping em função do aumento da Constante de Henry. Notamos que em relação à altura da

coluna as mesmas alterações podem ser constatadas. Não há grandes oscilações entre os valores obtidos na otimização custo fixo e custo operacional para valores intermediários da Constante de Henry, significando que a diminuição do tamanho da coluna não provocou alterações no custo da coluna.

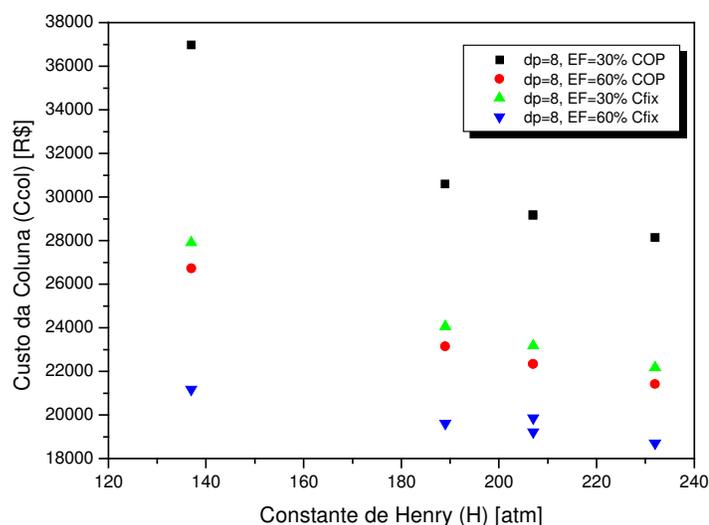


Figura 5.4 – Variação do custo da coluna com a Constante de Henry dos Compostos estudados

As Figuras 5.5 e 5.6 apresentam os perfis obtidos para a potência consumida pela bomba e seu custo de aquisição, que são função da altura de bombeamento, não há influência do diâmetro da coluna de stripping.

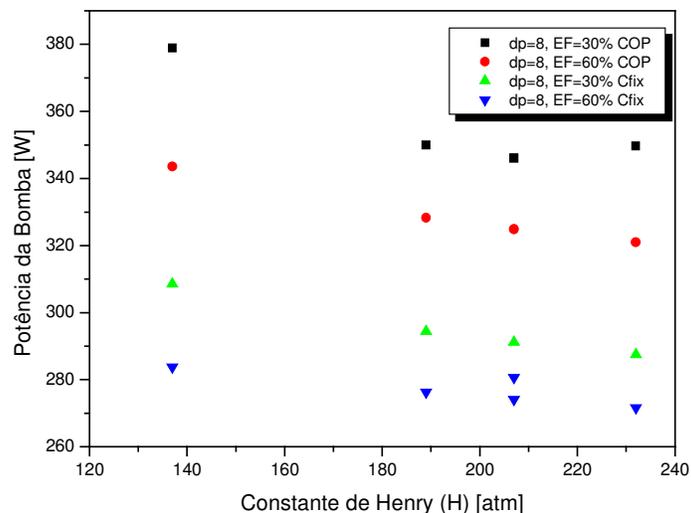


Figura 5.5 – Variação da potência requerida pela bomba com a Constante de Henry dos Compostos estudados

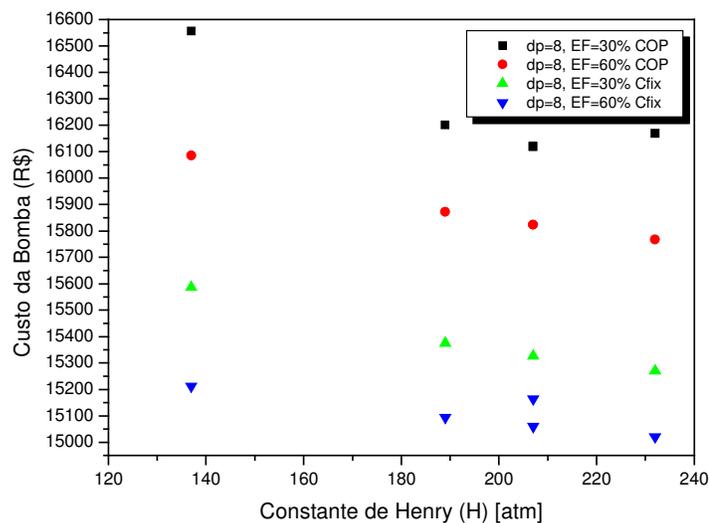


Figura 5.6 – Variação do custo da bomba com a Constante de Henry dos Compostos estudados

Nas Figuras 5.7 e 5.8 observamos a variação da potência consumida pelo soprador e o custo total do equipamento em função do aumento da Constante de

Henry. Compostos com maiores valores da Constante de Henry exigem uma menor potência do soprador e menor custo de aquisição deste equipamento.

A potência consumida pelo soprador depende da perda de carga dos pratos, do número de pratos e da vazão de ar requerida. Alterações de ar provocam mudanças no número de pratos requeridos e na perda de carga gerada.

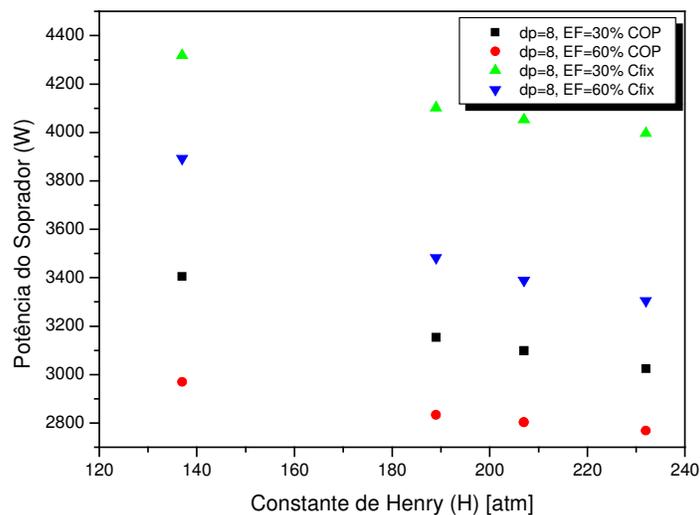


Figura 5.7 – Variação da potência requerida pelo soprador com a Constante de Henry dos Compostos estudados

Maiores valores de potência requerida foram obtidos para situações com menores eficiências e bandeja ao otimizar o custo fixo, além de maiores colunas e maiores vazões de ar requeridas.

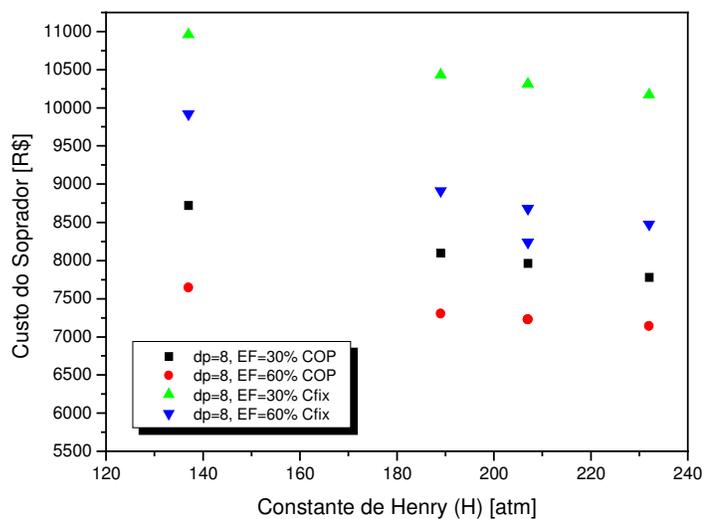


Figura 5.8 – Variação do custo total do soprador com a Constante de Henry dos Compostos estudados

Na Figura 5.9 expomos as alterações sofridas pelo custo operacional em função das Constantes de Henry dos Compostos. Observamos uma diminuição do custo operacional para maiores valores da Constante de Henry destes Compostos

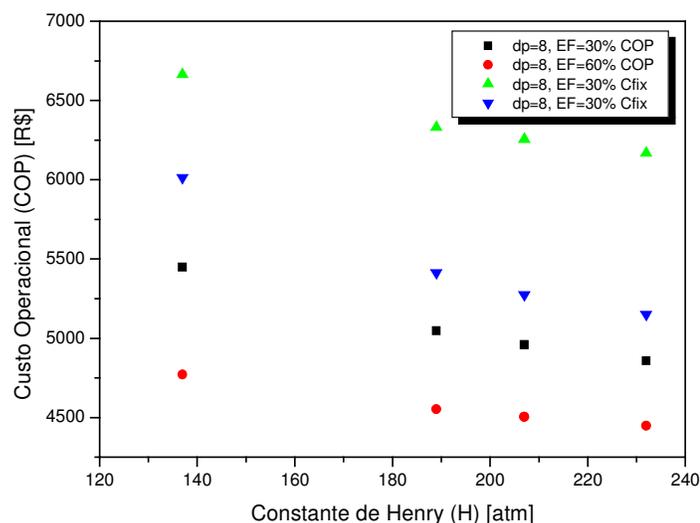


Figura 5.9 – Variação do custo operacional com a Constante de Henry dos Compostos estudados

A perda de carga nos pratos, o número de pratos e a vazão de ar requerida são grandezas que influenciam esta parcela do custo. Na Figura 5.10 o custo fixo da unidade varia em função da Constante de Henry dos Compostos, o custo fixo diminui com o aumento da Constante de Henry dos Compostos considerados, ou seja, são mais baratos para a remoção de compostos mais voláteis.

Em relação à eficiência da bandeja de Murphree não observamos diferenças significativas ao otimizarmos o custo operacional ou o custo fixo.

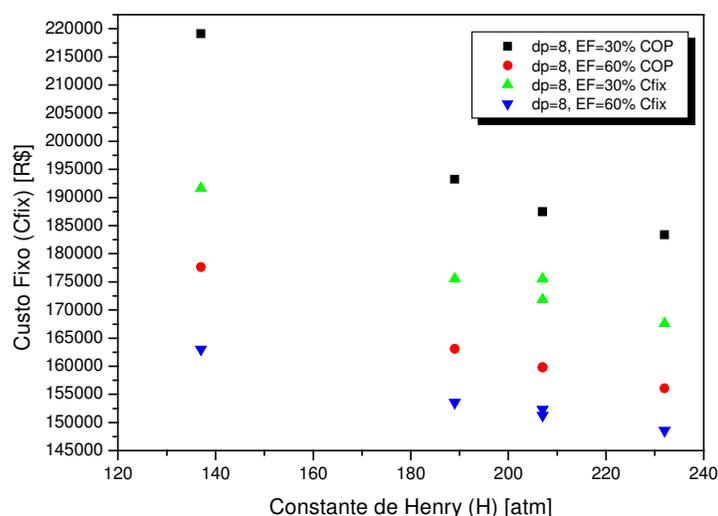


Figura 5.10 – Variação do custo fixo da unidade de stripping com a Constante de Henry dos Compostos estudados

Concluimos que para este estudo de caso, o custo fixo foi influenciado pelo custo da coluna de stripping, pela altura e pelo diâmetro estimados para a coluna de stripping, que são funções do número de pratos e da vazão de ar requeridos.

5.2- Estudo de Caso 2: Misturas contendo 4 Compostos Aromáticos e água

Neste estudo de caso, consideramos misturas contendo quatro compostos aromáticos e água, considerando em cada caso, diferentes concentrações iniciais para cada Composto Aromático a uma temperatura de 25°C (298,15K). Para este estudo de caso, foram empregados os seguintes Compostos Aromáticos:

- Benzeno (Constante de Henry = 187,0 atm);
- O-Xileno (Constante de Henry = 137,0 atm);
- M-Xileno (Constante de Henry = 207,0 atm);
- P-Xileno (Constante de Henry = 189,0 atm).

5.2.1- Implementação no GAMS

A formulação computacional do modelo apresentou as seguintes informações estatísticas segundo o pacote computacional GAMS:

MODEL STATISTICS:

BLOCKS OF EQUATIONS	178	SINGLE EQUATIONS	211
BLOCKS OF VARIABLES	181	SINGLE VARIABLES	214
NON ZERO ELEMENTS	603	NON LINEAR N-Z	325
DERIVATIVE POOL	12	CONSTANT POOL	103
CODE LENGTH	4463		

Para este estudo de caso, da mesma forma que no caso anterior, registrou-se 178 blocos de equações e 181 blocos de variáveis. Como agora têm-se equações indexadas em função dos diversos Compostos que constituem as misturas estudadas, os blocos de equações e variáveis citados forneceram 211 equações e 214 variáveis individuais. Verificou-se, pelas outras informações, que a complexidade deste problema é ainda maior que no estudo de caso 1, pois exceto pelo DERIVATIVE POOL, que se manteve o mesmo para estes dois estudos de caso, os demais dados apresentaram valores superiores aos observados no primeiro estudo de caso.

5.2.2 - Discussão dos Resultados Obtidos

Neste estudo de caso, efetuamos simulações com valores distintos da eficiência de bandeja de Murphree (30 e 60%), da perda de carga máxima admitida nas bandejas (5 e 8mmHg) e da concentração inicial de Compostos presentes (7, 14, 21 e 28ppm molar). Para cada combinação possível, o problema foi otimizado para as duas funções objetivo testadas (custo operacional e custo fixo).

Os resultados obtidos nas simulações efetuadas para este estudo de caso são encontrados nas Tabelas 5.8 a 5.11, bem como nos gráficos criados a partir dos dados dispostos nas mesmas. A mesma estrutura básica das tabelas foi mantida em relação às tabelas do primeiro estudo de caso. Porém, como houve variação em diversos parâmetros, os resultados foram dispostos nas tabelas considerando a função objetivo otimizada e a perda de carga máxima admissível nas bandejas.

Os resultados das Tabelas 5.8 a 5.11 exibem algumas características particulares. Destaca-se aqui algumas delas:

- Na coluna X_n , verificamos não haver uma tendência definida sobre a atividade da restrição (3.40b) nas soluções ótimas obtidas;

- Os resultados obtidos para o diâmetro das colunas, o espaço entre pratos e o número de bandejas indicam que, quando o sistema é otimizado para uma perda da carga máxima admissível de 5mmHg, obtém-se colunas mais largas e menores que as encontradas quando é considerada uma perda de carga máxima de 8mmHg. Esta tendência pode ser atribuída aos maiores valores do fator de stripping e da vazão de ar alimentada à coluna, obtidos para $\Delta P_{max} = 5\text{mmHg}$;
- Para $\Delta P_{max} = 5\text{mmHg}$, a perda de carga máxima admissível foi atingida em todas as simulações. O mesmo não foi observado para $\Delta P_{max} = 8\text{mmHg}$ quando o custo fixo da unidade foi otimizado;
- Nas simulações efetuadas, observamos que o custo da coluna de stripping foi superior às demais parcelas do custo fixo da unidade, a principal parcela que compõe este custo. Custo total do soprador e custo da bomba apresentaram a mesma ordem de grandeza;
- A otimização do custo operacional em função das potências consumidas pelos equipamentos auxiliares conduziu à diminuição da potência consumida pelo soprador, principal parcela considerada neste custo. Assim, verificamos menores custos do soprador quando a otimização desta função objetivo é efetuada;
- A otimização do custo fixo levou a configurações ótimas com colunas mais baratas. Esta tendência provocou a diminuição do custo da bomba e um efeito oposto no custo do soprador, a diminuição apresentada no custo da coluna e da bomba compensou este efeito.

Os resultados expostos nas Tabelas 5.8 a 5.11 foram dispostos nas Figuras 5.11 a 5.20.

Nas Figuras 5.11 e 5.12, verificamos como variaram o fator de stripping e a vazão de ar em função da concentração inicial dos Compostos. Observamos que há semelhanças nas tendências encontradas para estas variáveis. Os maiores valores ocorreram quando otimizou-se o custo fixo da unidade para uma

perda de carga máxima admissível de 5mmHg. A otimização do custo operacional para $\Delta P_{\max} = 8\text{mmHg}$ forneceu os menores fatores de stripping e vazões requeridas de ar. Notamos que não houve nenhuma tendência específica de aumento ou diminuição destas variáveis à medida que foi aumentada a concentração de compostos voláteis presentes inicialmente.

Tabela: 5.8 – Resultados obtidos (Custo Fixo, $\Delta P_{\max} = 5\text{mmHg}$)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% X _o =7	0,0033	10,1	1265	5,7	0,35	2,8	0,55	2,71	0,66	538	10857	59343	26223	18403	16410	365977
EfM=30% X _o =14	0,0034	10,1	1265	6,2	0,35	3,0	0,55	2,71	0,66	552	11158	63320	26900	18550	16863	382876
EfM=30% X _o =21	0,0035	10,1	1265	6,5	0,35	3,1	0,55	2,10	0,66	560	11334	65652	27298	18635	17129	392783
EfM=30% X _o =28	0,0036	10,1	1265	6,7	0,35	3,1	0,55	1,99	0,66	566	1146	67309	27581	18695	17318	399822
EfM=60% X _o =7	0,0029	10,1	1265	4,1	0,35	2,2	0,55	2,49	0,66	491	9865	46085	23970	17902	14914	309614
EfM=60% X _o =14	0,0030	10,1	1265	4,4	0,35	2,3	0,55	2,71	0,66	501	10077	48933	24453	18012	15233	321727
EfM=60% X _o =21	0,0031	10,1	1265	4,6	0,35	2,4	0,55	2,71	0,66	507	10201	50602	24736	18075	15421	328819
EfM=60% X _o =28	0,0032	10,1	1265	4,8	0,35	2,5	0,55	2,71	0,66	511	1029	51786	24937	18120	15555	333855

Tabela: 5.9 – Resultados obtidos (Custo Fixo, $\Delta P_{\max} = 8\text{mmHg}$)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% X _o =7	0,0034	9,0	1030	6,1	0,40	3,2	0,49	2,53	0,87	523	10819	59866	26135	18243	16333	366946
EfM=30% X _o =14	0,0035	9,0	1029	6,6	0,40	3,4	0,49	2,55	0,87	537	11230	64056	27063	18393	16945	385488
EfM=30% X _o =21	0,0036	9,0	1028	6,9	0,0	3,6	0,49	2,57	0,87	545	11472	66509	27609	18482	17306	396355
EfM=30% X _o =28	0,0037	9,0	1028	7,1	0,40	3,6	0,49	2,57	0,87	552	11645	68251	27997	18545	17564	404076
EfM=60% X _o =7	0,0030	8,9	1014	4,3	0,43	2,6	0,48	2,48	0,91	477	9280	45791	22633	17746	14051	303325
EfM=60% X _o =14	0,0031	9,0	1032	4,6	0,42	2,7	0,48	2,46	0,89	484	9709	48484	23615	17820	14679	316521
EfM=60% X _o =21	00032	9,0	1031	4,9	041	2,8	049	2,52	0,88	488	9872	50252	23986	17870	14919	324226
EfM=60% X _o =28	0,0033	9,0	1030	50	0,41	2,8	0,49	2,53	0,88	491	9987	51508	24248	17905	15089	329691

Tabela: 5.10 – Resultados obtidos (Custo Operacional, $\Delta P_{max} = 5$ mmHg)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% X _o =7	0,0034	8,4	1154	6,4	0,37	3,2	0,57	2,88	0,66	625	10270	67337	24892	19268	15689	392472
EfM=30% X _o =14	0,0036	8,4	1154	6,9	0,37	3,4	0,57	2,88	0,66	643	10579	71976	25594	19442	16161	411888
EfM=30% X _o =21	0,0037	8,4	1154	7,3	0,37	3,5	0,57	2,96	0,66	654	10761	74698	26006	19544	16439	423275
EfM=30% X _o =28	0,0037	8,4	1154	7,5	0,37	3,6	0,57	2,88	0,66	662	10891	76632	26298	19615	16637	431365
EfM=60% X _o =7	0,0030	8,4	1154	4,5	0,37	2,5	0,57	2,86	0,66	561	9200	51141	22452	18638	14057	324650
EfM=60% X _o =14	0,0030	8,4	1154	4,9	0,37	2,6	0,57	2,88	0,66	573	9414	54392	22940	18767	14382	338270
EfM=60% X _o =21	0,0033	8,4	1154	5,1	0,37	2,7	0,57	2,88	0,66	581	9534	56296	23227	18842	14574	346248
EfM=60% X _o =28	0,0033	8,4	1154	2,3	0,37	2,5	0,57	2,88	0,66	586	9628	57648	23430	18895	14710	351912

Tabela: 5.11 – Resultados obtidos (Custo Operacional, $\Delta P_{max} = 8$ mmHg)

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% X _o =7	0,0040	4,4	552	10,3	0,60	6,9	0,43	2,29	1,06	884	7578	97710	18704	21483	12187	485401
EfM=30% X _o =14	0,0042	4,4	552	11,2	0,60	7,5	0,43	2,29	1,06	930	7977	105418	19631	21832	12821	517029
EfM=30% X _o =21	0,0042	4,6	574	11,2	0,57	7,2	0,43	2,47	1,06	887	8280	104239	20332	21507	13202	514202
EfM=30% X _o =28	0,0042	4,9	591	11,1	0,55	6,9	0,44	2,54	1,06	848	8499	102714	20837	21204	13460	509542
EfM=60% X _o =7	0,0036	4,4	552	6,6	0,60	4,8	0,43	2,29	1,06	702	5999	66747	14991	19977	9650	358040
EfM=60% X _o =14	0,0038	4,4	552	7,1	0,60	5,1	0,43	2,29	1,06	731	6248	71695	15582	20230	10051	378428
EfM=60% X _o =21	0,0039	4,4	552	7,5	0,60	5,3	0,43	2,29	1,06	747	6396	74599	15930	20376	10287	390388
EfM=60% X _o =28	0,0039	4,4	552	7,8	0,60	5,5	0,43	2,29	1,06	760	6500	76663	16177	20478	10455	398886

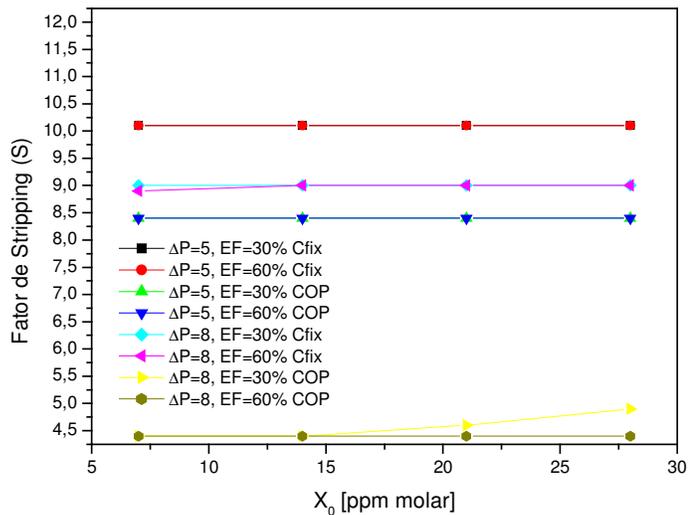


Figura 5.11 – Variação do fator de stripping com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

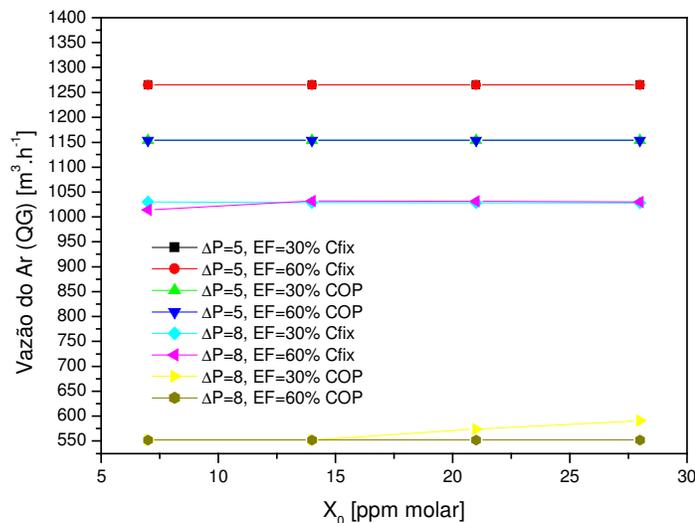


Figura 5.12 – Variação da vazão volumétrica de ar requerida com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

A Figura 5.13 indica a variação da altura da coluna de stripping em função da concentração inicial de Compostos. Os resultados indicam, que a otimização

do custo operacional para uma ΔP_{max} igual a 8mmHg levou a colunas maiores. As menores colunas foram obtidas para valores maiores de eficiência de bandeja e quando custo fixo foi otimizado para uma perda de carga máxima de 5mmHg na bandeja

Duas observações podem ser destacadas: a variação dos valores assumidos pela altura da coluna de stripping é maior quando ΔP_{max} é igual a 8mmHg e, observamos que águas residuárias mais concentradas com Compostos Aromáticos exigem colunas maiores, um reflexo do maior número de bandejas requerido.

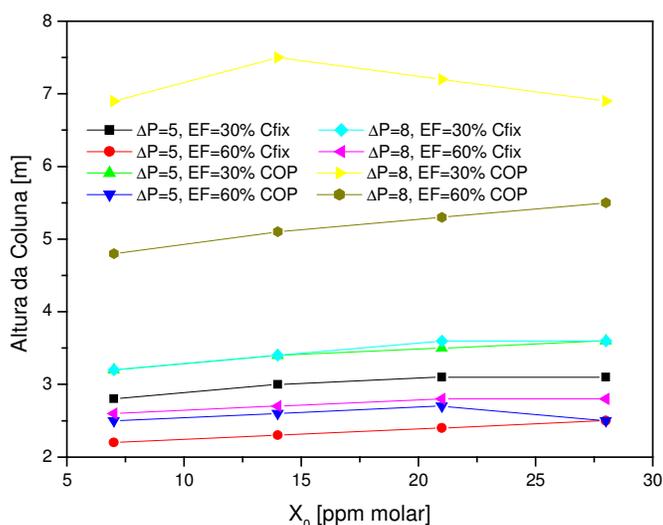


Figura 5.13 – Variação da altura da coluna de stripping com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

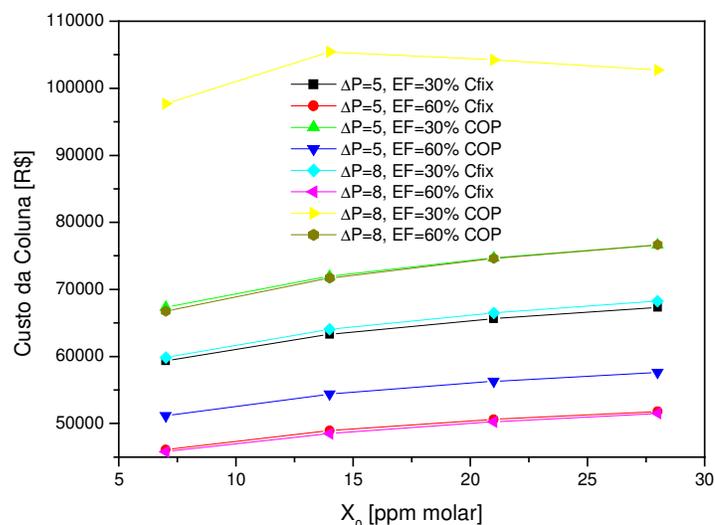


Figura 5.14 – Variação do custo da coluna de stripping com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

A Figura 5.14 apresenta os resultados encontrados nas simulações para o custo da coluna de stripping.

Os valores obtidos nas simulações apresentam um aumento no custo da coluna de stripping de acordo com o aumento da concentração inicial dos compostos aromáticos presentes na água residuária. As maiores variações no valor do custo da coluna de stripping foram obtidas quando o sistema foi otimizado para uma perda de carga máxima de 8mmHg. As colunas de stripping mais caras foram encontradas quando o custo operacional com eficiências de bandeja iguais a 30% foi otimizado, as mais baratas foram obtidas na otimização do custo fixo, com eficiência de bandeja de 60%. Estas tendências confirmam que a otimização do custo fixo tende a diminuir o custo da coluna, recaído na diminuição do número de pratos requerido, para perda de carga máxima de 8mmHg.

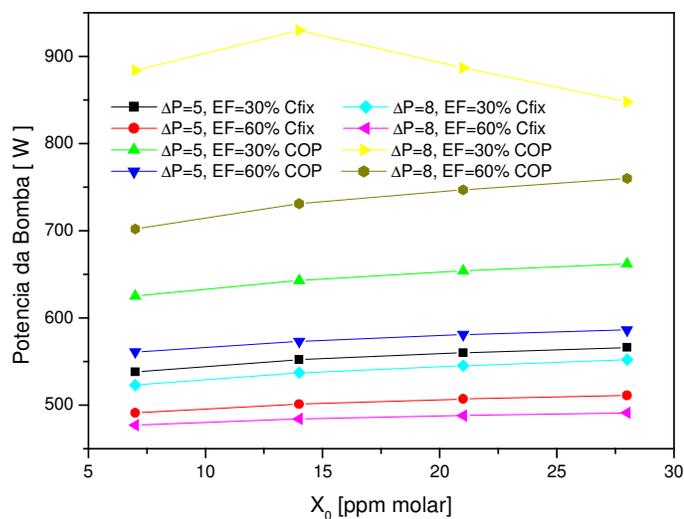


Figura 5.15 – Variação da potência requerida pela bomba com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

Nas Figuras 5.15 e 5.16 verificamos que os mesmos perfis foram observados para a potência requerida pela bomba e o custo deste equipamento. Os maiores valores destas variáveis foram obtidos na otimização do custo operacional para uma perda de carga máxima de 8mmHg. Os valores inferiores foram encontrados na otimização do custo fixo considerando uma eficiência de bandeja de 60%, demonstrando que houve influência de outras variáveis além da altura da coluna. Nas simulações efetuadas, a potência requerida pela bomba e seu custo aumentaram com o aumento da concentração de Compostos Aromáticos presentes inicialmente.

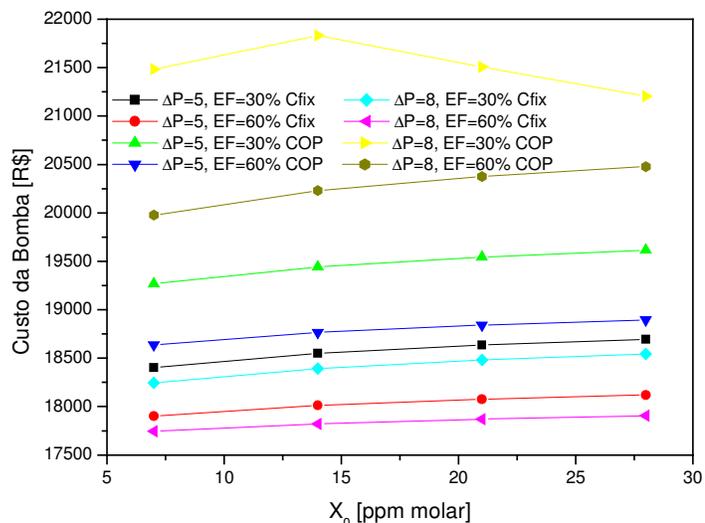


Figura 5.16 – Variação do custo da bomba com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

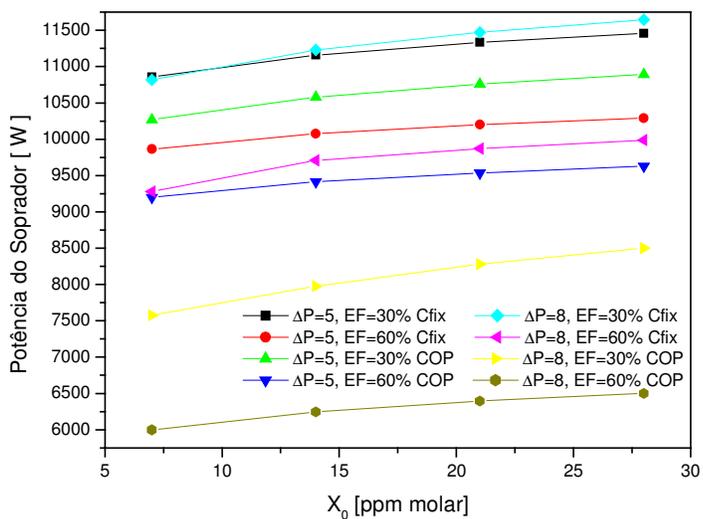


Figura 5.17 – Variação da potência requerida pelo soprador com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

As Figuras 5.17, 5.18 e 5.19 demonstram as variações apresentadas pelas soluções ótimas das simulações efetuadas para as variáveis potência do soprador, custo total do soprador e para a função custo operacional do sistema. As tendências descritas em função da concentração inicial de Compostos Aromáticos foram idênticas, confirmando os resultados encontrados no estudo de caso 1, com o custo operacional regido pela potência consumida pelo soprador.

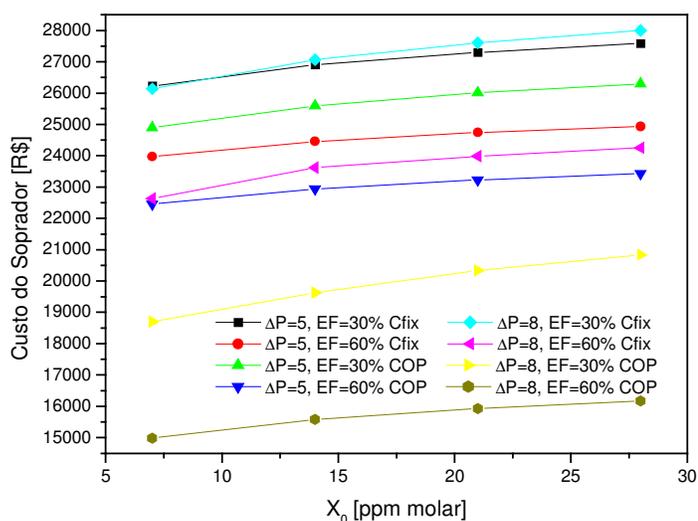


Figura 5.18 – Variação do custo total de aquisição do soprador com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

O maior custo operacional e de sopradores, que consomem mais energia, foram encontrados quando otimizou-se o custo fixo da unidade, considerando uma eficiência de bandeja de 30%. Menores custos operacionais e de sopradores foram encontrados na otimização do custo operacional para uma perda de carga máxima de 8mmHg, o que correspondeu às soluções que obtiveram menores vazões requeridas de ar.

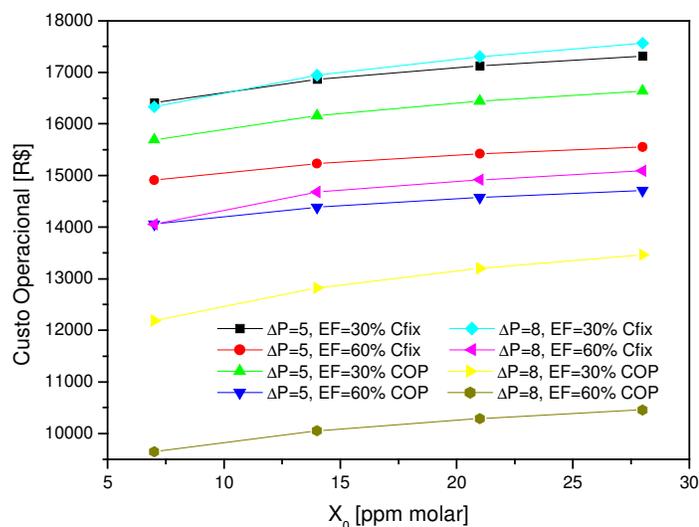


Figura 5.19 – Variação do custo operacional com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

Aumentos na vazão de ar levam a colunas menores. Estas duas variáveis competem para o aumento ou a diminuição dos valores assumidos pelas variáveis em questão.

A Figura 5.20 indica os resultados das simulações realizadas para a função custo fixo da unidade de stripping com o aumento da concentração inicial de Compostos Aromáticos presentes na mistura aquosa. Maiores investimentos foram necessários quando o custo operacional foi otimizado, para uma eficiência de bandeja de Murphree igual a 30%, e menores valores corresponderam à otimização do custo fixo, assumindo as maiores eficiências de bandeja de Murphree, 60%.

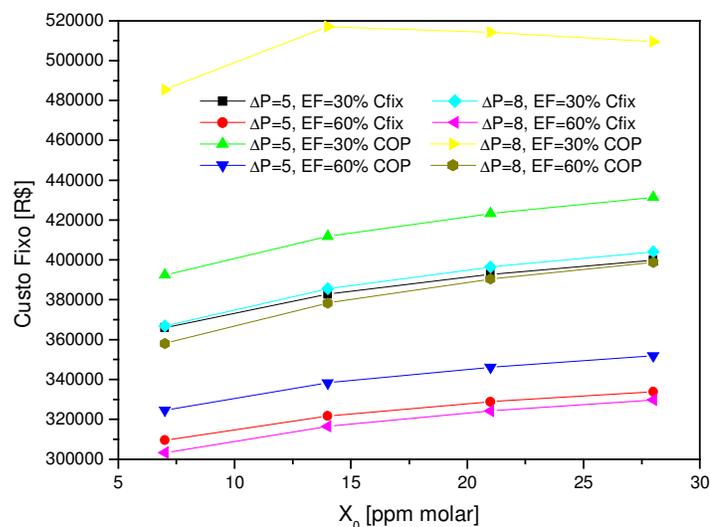


Figura 5.20 – Variação do custo fixo total da unidade de stripping com a concentração inicial de Compostos presentes na mistura aquosa

5.2.3 - Observações Relevantes

Nas simulações deste estudo de caso, alguns fatos chamaram a atenção:

- **Na Extensão das Respostas Obtidas**

Observamos nos resultados encontrados, que as respostas obtidas, para uma perda de carga máxima admissível de 8mmHg, estiveram distribuídas em intervalos maiores de valores que aquelas encontradas para uma perda de carga máxima igual a 5mmHg.

Acreditamos que esta amplitude nos valores assumidos deve ser reflexo da maior liberdade de configurações que o sistema pode assumir para uma perda de carga maior.

- **Complexidade dos Resultados Encontrados**

A interpretação dos resultados obtidos para variáveis custo mostrou-se mais complexa neste estudo de caso em comparação ao estudo de caso 1. No

primeiro estudo de caso, vimos que as respostas obtidas estão relacionadas em diminuir o custo da coluna e o consumo de energia pelo soprador. Estas tendências acabaram estabelecendo uma associação direta com as variáveis vazão requerida de ar e altura da coluna de stripping.

- **Comportamento dos Gráficos**

Observamos que no gráfico 5.13 o comportamento da curva para perda de carga igual à 8mmHg, EfM igual 30% , otimizando-se custo operacional e custo fixo, se deve ao fato do programa não ter obtido a melhor solução ótima para uma concentração inicial da corrente líquida igual à 14ppm molar, fato este observado também nos gráficos 5.14, 5.16 e 5.17, já que os parâmetros analisados nestes são influenciados diretamente pela altura da coluna (gráfico 5.13).

Outras variáveis assumiram importância na composição dos custos, como o diâmetro da coluna, D_c , para o custo e altura da coluna, H_{col} , para a potência consumida pelo soprador. Sendo influenciados por variações em outras variáveis, os custos dos equipamentos e as funções objetivos apresentaram tendências irregulares nas soluções ótimas, como pôde ser observado nos gráficos expostos.

5.3- Estudo de Caso 3: Misturas contendo 06 Compostos Aromáticos e Água

Neste estudo de caso a otimização foi efetuada para uma vazão da corrente líquida igual a $15 \text{ m}^3/\text{h}$, contendo seis Compostos Aromáticos e Água. O objetivo deste estudo de caso foi o de mostrarmos a possibilidade de otimização de sistemas mais complexos.

Consideramos misturas contendo 10ppm (base molar) de cada um dos seguintes Compostos Aromáticos a uma temperatura de 25°C (298,15K):

- Benzeno (Constante de Henry = 187,0 atm);
- Tolueno (Constante de Henry = 207,0 atm);
- Etilbenzeno (Constante de Henry = 232,0 atm);
- O-Xileno (Constante de Henry = 137,0 atm);

- M-Xileno (Constante de Henry = 207,0 atm);
- P-Xileno (Constante de Henry = 189,0 atm);

Para este estudo de caso, efetuamos simulações com eficiência da bandeja de Murphree de 30 e 60%, otimizando tanto custo operacional quanto custo fixo. A perda de carga máxima admissível nas bandejas foi de 8mmHg. Com o aumento do número de Compostos Aromáticos na mistura, trabalhamos com a restrição (3.40 c).

5.3.1- Implementação no GAMS

O modelo computacional construído apresentou para este problema as informações estatísticas mostradas a abaixo. Nestas informações, verificamos o aumento na complexidade do problema estudado, conforme indicam os números de variáveis, de equações, de elementos não-nulos em equações não-lineares, além das informações relacionadas com a complexidade das não-linearidades existentes no problema.

MODEL STATISTICS:

BLOCKS OF EQUATIONS	179	SINGLE EQUATIONS	239
BLOCKS OF VARIABLES	181	SINGLE VARIABLES	236
NON ZERO ELEMENTS	666	NON LINEAR N-Z	357
DERIVATIVE POOL	16	CONSTANT POOL	100
CODE LENGTH	4795		

5.3.2 - Discussão dos Resultados Obtidos

Os resultados obtidos para este estudo de caso são indicados na Tabela 5.12, a seguir. Observamos semelhanças entre este e o estudo de caso 1. As

variações nas variáveis custo podem ser explicadas em função da vazão requerida de ar e da altura obtida para a coluna de stripping.

Nos estudos de caso anteriores, o consumo de energia mais significativo foi o do soprador. Assim quando o sistema foi otimizado para a função custo operacional, as vazões de ar e os fatores de stripping obtidos foram menores que para a otimização do custo fixo da unidade. Em consequência, quando o custo operacional foi otimizado, foi necessário um número superior de bandejas para uma remoção dos contaminantes. Colunas mais altas foram obtidas, o que aumentou a potência requerida pela bomba, o custo da bomba, o custo da coluna de stripping e o custo fixo total da unidade.

Mais uma vez, o custo da coluna foi a parcela mais representativa do custo total dos equipamentos. Assim, devido a variações no diâmetro da coluna, a altura do equipamento foi a variável mais importante para as parcelas relacionadas ao custo fixo: potência requerida pela bomba, custo da bomba e custo da coluna de stripping.

Conforme apresentado na coluna xN da Tabela 5.15, em todas as soluções ótimas obtidas, a restrição (3.40c) foi ativa. Portanto, para este estudo de caso, em todas as simulações, apresentou-se mais econômico ter-se um sistema dimensionado para trabalhar no limite da remoção de contaminantes desejada, do que um sistema superdimensionado na vazão de ar requerida, conforme observamos em algumas soluções ótimas obtidas nos estudos de casos anteriores.

Tabela: 5.12 – Resultados obtidos para a Mistura com 06 Compostos

Condição	Xn	S	QG	Np	ts	Hcol	Dc	Flex	ΔP	Potbomb	Potsop	Ccol	CsopTotal	Cbomb	COP	Cfix
EfM=30% COP	0,0050	8,9	1520	6,1	0,45	3,6	0,58	2,65	0,97	813	16077	71872	37797	20919	24322	459676
EfM=60% COP	0,0050	8,9	1520	4,3	0,45	2,7	0,58	2,68	0,97	720	13883	54233	29603	20136	21028	377876
EfM=30% Cfix	0,0050	7,7	1296	6,7	0,45	3,8	0,58	2,61	0,97	837	14523	76149	34393	21114	22119	463433
EfM=60% Cfix	0,0050	7,7	1296	4,5	0,45	2,8	0,58	2,61	0,97	732	12353	56446	29582	20245	18843	374088

5.4- Observações Gerais

Aqui destacamos algumas observações interessantes que, indicam algumas das limitações do modelo geral construído no capítulo três e, deste modo, das respostas encontradas em sua otimização.

Os resultados apresentados neste capítulo mostraram que na maioria das simulações efetuadas, a perda de carga máxima admissível pela bandeja foi atingida nas soluções ótimas encontradas.

Como observamos, além do seu efeito na perda de carga existente no prato, valores maiores da vazão de ar conduzem a colunas menores, que geram menores custos de aquisição da coluna e da bomba centrífuga. Este aumento na vazão de ar provoca maiores gastos operacionais, já que aumenta a potência consumida pelo soprador. Podemos dizer que a perda de carga máxima admissível foi atingida em todos os casos porque foi mais acessível requerer vazões maiores de ar e obtendo menores colunas ao termos menores perdas de carga nas bandejas.

Observamos ainda que na estimativa da potência requerida pelo soprador, ht_{max2} foi empregada na determinação da perda de carga total existente entre o fundo e o topo da coluna. Verificamos, em diversos resultados que a redução na perda de carga da bandeja não trouxe alterações para as funções relacionadas ao custo operacional do sistema.

LOCKETT (1986) afirma que otimizações no custo levam a colunas que operam no regime de spray. Porém, este regime de fluxo, de acordo com o que foi discutido no capítulo dois, demonstra que a altura dos diques de contenção não necessita ser grande, uma vez que não deve influenciar a altura da massa aerada presente acima da bandeja. Observamos que nas soluções ótimas obtidas, valores não foram obtidos para a altura do dique de contenção, revelando que as simulações efetuadas não foram capazes de reduzir esta variável aos níveis esperados no regime de spray.

Este comportamento pode ser atribuído ao emprego da expressão (3.25) proposta por COLWELL (1981) para o cálculo da altura de líquido clarificado, h_L .

Para o regime de spray, a massa aerada fica suspensa acima da superfície da bandeja. Este fator provocou alterações na estrutura hidrodinâmica das colunas projetadas, levando a valores elevados da altura do dique de contenção, h_w , e, conseqüentemente, de h_L , aumentando a perda de carga estimada nas bandejas.

No capítulo 6 apresentamos as principais conclusões obtidas a partir das simulações realizadas, bem como os resultados apresentados, além de sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 6

Conclusões e Propostas de Trabalhos Futuros

6.1- Principais Conclusões da Pesquisa Realizada

Os resultados obtidos apresentados no capítulo 5 indicaram algumas características em comum observadas nos três estudos de caso. Estas características são demonstradas abaixo:

1. A otimização do custo operacional decaiu sobre soluções com menores vazões requeridas de ar, a vazão de ar foi a variável mais influenciável sobre a potência consumida pelo soprador, que é a parcela mais significativa do custo operacional. Este fato exigiu maiores colunas separadoras para se atingir o grau desejado de remoção dos contaminantes;
2. A otimização da função custo fixo conduziu a soluções com maiores exigências de vazão requerida de ar. Estas maiores vazões foram obtidas para diminuir a parcela mais significativa do custo dos equipamentos, o custo da coluna de stripping. Com o aumento da vazão de ar, colunas menores foram obtidas além de menores custos para esta coluna com pequenas variações no diâmetro das colunas;
3. Os efeitos da eficiência de bandeja de Murphree nas simulações proporcionou menores números de pratos para as maiores eficiências. Assim, este parâmetro influenciou as parcelas de custo afetadas pela altura da coluna, onde as menores eficiências levaram a maiores custos;
4. O efeito da perda de carga máxima admissível nas bandejas mostrou que quanto menor o valor considerado para este parâmetro, menor o intervalo de variação das funções custos consideradas.

6.2- Sugestões para Futuras Pesquisas nesta Área

Como sugestões para futuras pesquisas nesta área temos:

- Aumentar o número de fenômenos considerados na formulação do problema como, por exemplo, o efeito da temperatura da corrente líquida alimentada dentro da coluna;
- Conseqüências do efeito da temperatura nas funções custo;
- Estimar a eficiência de bandeja de Murphree, a fim de eliminar incertezas existentes ao serem assumidos valores para este parâmetro;
- Emprego de colunas de recheio para a remoção de Compostos Aromáticos;
- Utilização do *solver* mais recente CONOPT3.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALBUQUERQUE, E. L.; Projeto Otimizado de Uma Unidade de Air Stripping Para Remover VOC'S Clorados de Águas Residuárias; Tese de Mestrado, 2002;

ASANO, K. FUJITA, S.; Vapour and liquid phase mass transfer coefficients in tray towers, *Kagaku Kogaku* 4, 330, 369, 1966; citado em LOCKETT (1986);

AUGUSTO, L. G. S.; Exposição Ocupacional a Organoclorados em Indústria Química de Cubatão - Estado de São Paulo : Avaliação do Efeito Clastogênico pelo teste de Micronúcleos, Tese Faculdade de Ciências Médicas da UNICAMP, Campinas - SP, 1995;

AZEVEDO NETTO, J. M. et al.; Manual de Hidráulica, 8ª Ed., Edgard Blücher Ltda., São Paulo, Brasil, 1998;

BARNICK, S. D. and DAVIS, J. F.; Designing sieve-tray columns, Part 1: Tray design, *Chem. Eng.* (Oct), pp. 140-146, 1989a;

BARNICK, S. D. and DAVIS, J. F.; Designing sieve-tray columns, Part 2: Column design and verification, *Chem. Eng.* (Nov), pp. 203-212, 1989b;

BELL, L. L. and BELL, D. H.; *Industrial Noise Control: Fundamentals and Applications*, 2ª ed., Marcel Dekker Inc., New York, 1994;

BENNETT, D. L.; AGRAWAL, R and COOK, P. J.; New Pressure Drop Correlation for Sieve Tray Distillation Columns, *AIChE Journal*, Vol. 29, n. 3, May 1983;

BERANEK, D. A.; *Engineering and Design Air Stripping*, Design Guide No. 1110-1-3, Department of the Army, U. S. Army Corps of Engineers, Washington, 2001 (<http://www.usacc.army.mil/usace-docs/dg/dg1110-1-3/toc.htm>);

BERANEK, L. L. and VÉR, I. L.; Noise and vibration control engineering: Principles and Applications, John Wiley & Sons, New York, 1992;

BOLLES, W. L.; Distillation Theory and Practice – Intensive Course, University of New South Wales/University of Sidney, August 9 – 11, 1977; citado por KISTER (1992);

BRAMBILLA, A., GIANOLIO, E. and NENCETTI, G. F.; Fluodynamic behavior and efficiency of sieve trays at low gas rates, Inst. Chem. Engrs. Symp. Series, n. 56, p.32;

BRAVO, J. L.; Column Internals – Maximize efficiency in distillation, absorption, stripping and extraction, Chem. Eng., pp. 76 – 83, Feb. 1998;

BROOKE, A., KENDRICK, D. and MEERAUS, A.; GAMS: A User's Guide. GAMS Development Corporation, USA, 1996;

BUFO, M.J.; Apostila: Especialização em Engenharia Química, DPQ/FEQ/UNICAMP, 2001;

CARBONELL, M.M.; Modelagem Fluidinâmica e Reacional com Avaliação Ambiental do Processo de Hidroconversão e Resíduo de Petróleo; Tese de Doutorado; 2003;

CHAN, H. and FAIR, J. R.; Prediction of Point Efficiencies on Sieve Trays. 1. Binary Systems; 2. Multicomponent Systems. Ind. Eng. Process Des. Dev., 23, pp. 814 - 827, 1984;

CHASE, J. D.; Sieve-Tray Design, Part I, Chem. Eng., July 31th, pp. 105 – 116, 1967a;

CHASE, J. D.; Sieve-Tray Design, Part II, Chem. Eng., August 28th, pp. 139 – 146, 1967b;

CICALESE et al.; Miscellaneous fractionating techniques, *Petrol. Refiner*, v. 26, n.5, p. 495, 1947; citado por LOCKETT (1986), KISTER (1992) e SINNOTT (1997);

COLWELL, C. J. and O'BARA, J. T.; Trabalho apresentado no AIChE National Spring Meeting, Houston, April 1989; citado em KISTER (1992);

COLWELL, C. J.; Clear Liquid Height and Froth Density on Sieve Trays, *Ind. Chem. Proc. Des. Dev.* v. 20, n. 2, 1981;

COLBURN, A. P.; Effect of entrainment on plate efficiency in distillation, *Ind. Eng. Chem.* v. 28, p. 526, 1936; citado por ECONOMOPOULOS (1978), LOCKETT (1986), KISTER (1992), FAIR et al. (1997) e SINNOTT (1997);

CREMASCO, M.A .; Fundamentos de Transferência de Massa, 1998;

CTC – Centro de Tecnologia Copersucar - Coordenadoria de Processos; Destilação, 1ª Edição, Agosto, 1987;

DERWENT, R. G. Sources, Distributions, and Fates of VOCs in the Atmosphere; IN: HESTER, R. E. and HARRISON, R. M.; Volatile Organic Compounds in the Atmosphere, Issues in Environmental Science and Technology, Volume 4, Royal Society of Chemistry, United Kingdom, 1995;

DOUGLAS, J. M.; Conceptual Design of Chemical Process, McGraw - Hill, USA, 1988;

ECONOMOPOULOS, A. P.; Computer design of sieve trays and tray columns, *Chem. Eng.* (Dec 4), pp. 109-120, 1978;

EDGARD, T. F. and HIMMELBLAU, D. M.; Optimization of chemical process, 1st edition, McGRAW-HILL, Singapore, 1989;

EDULJEE, H. E.; Sieve Plates – Minimum vapour velocity, The Chem. Engr. (Mar.), p. 123, 1972;

FAIR, J. R. et al., Chapter 18 - IN: Chemical Engineering Handbook, 6th ed., 1984; citado por KISTER (1992);

FAIR, J. R. et al.; Section 14 - Gas Absorption and Gas Liquid System Design, IN: Perry's Chemical Engineering Handbook, 7th ed., 1997;

FAIR, J. R.; Chapter 15 - Tray Hydraulics: Perforated Trays, IN: SMITH, B. D.; Design of Equilibrium Stage Process, McGraw-Hill, USA, 1963;

FAIR, J. R.; How to Predict Sieve Tray Entrainment and Flooding, Petro/Chem. Eng. (Sept.), pp. 45, 1961;

FAYED, M.E.; OLTAR, L.; Handbook of Powder Science and Technology, 1984;

FELDER, R. M. and ROUSSEAU, R. W.; Elementary Principles of Chemical Processes, 2nd ed., John Wiley & Sons, 1991;

FELL, C. J. D. and PINCZEWSKI, W. V.; New considerations in the design of high-capacity sieve trays, The Chem. Engr. (Jan.), v. 45, 1977;

FLOUDAS, C. A.; Nonlinear and Mixed-Integer Optimization: Fundamentals & Applications; Oxford University Press, Oxford, 1995;

FRANK, O.; Chem. Eng., March 14th, pp. 110 – 128, 1977;

GARRETT, D. E.; Chemical Engineering Economics, Van Nostrand Reinhold, New York, USA, 1989;

GEANKOPLIS, C. J.; Transport process and unit operations, Prentice Hall, New Jersey, USA, 1993;

GERGES, S. N. Y.; Ruído: fundamentos e controle, LVA, Florianópolis, 1992;

GLITSCH Inc.; Ballast Tray Design Manual, Dallas, Texas, 1974; citado em
LOCKETT (1986) e KISTER (1992);

GOMIDE, R.; Fluidos na Indústria, Operações Unitárias Volume II, 1ª Parte, Edição
do autor, São Paulo, 1997a;

GOMIDE, R.; Operações com Fluidos, Operações Unitárias Volume II, 2ª Parte,
Edição do autor, São Paulo, 1997b;

GRAHAM, J. B.; Fan Selection and Installation, Chem. Eng. Prog., v. 71, n. 10,
Oct., 1975;

GUTHRIE, K. M.; Process Plant Estimating, Evaluation and Control, Craftsman
Book Company of America, USA, 1974;

HARRIS, I. J.; Optimum design of sieve trays, Brit. Chem. Eng. 10, (6), pp. 377,
1965; citado em LOCKETT (1986);

HEINSOHN, R.J.; KABEL, R.L.; Sources and Control of Air Pollution, 1999;

HOFHUIS, P. A. M. and ZUIDERWEG, F. J.; Sieve Plates: dispersion density and
flow regimes, Inst. Chem. Engrs. Symp. Series, n. 56, p. 2.2/1, 1979;

HOFHUIS, P. A. M., Thesis, TU Delft, 4th June, 1980; citado em ZUIDERWEG
(1982);

HSIEH, C. and McNULTY, K. J.; Predict Weeping of sieve and Valve Trays, Chem.
Eng. Progress, pp.71 – 77, July 1993;

HUANG, C-J. and HODSON, J. R.; Perforated Trays – designed this way,
Petroleum Refiner 37 (Feb.), pp. 103, 1958. Citado por Sinnott, R. K.; Chemical

Engineering Design, Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Volume 6, 2th ed., Revised Butterworth - Heinemann Ltd., Great Britain, 1993;

HUGHMARK, G. A. and O'CONNELL, H. E.; Chem. Eng. Progress, v. 53, n. 3, p. 127, 1957;

JEROMIN, L., HOLIK, H. and KNAPP, H.; Efficiency calculation method for sieve-plate columns of air separation plants, Inst. Chem. Engrs. Symp. Series n. 32, pp. 5-45, 1969; citado em LOCKETT (1986);

JERONIMO, M. A. da S. and SAWISTOWSKI, H.; Trans. Inst. Chem. Engrs., 51, p. 265, 1973;

KALID, A. R.; Apostila: Otimização de Processos; LACOI/DEQ/UFBA, 2002;

KAVANAUGH, M. C. and TRUSSELL, R. R.; Design of aeration towers to strip volatile contaminants from drinking water, Journal American Water Works Association, Research & Technology, December, pp. 684-692, 1980;

KISTER, H. Z. and HAAS, J. R.; Inst. Chem. Engrs. Symp. Series, 104, p. A483, 1987;

KISTER, H. Z. and HAAS, J. R.; Predict Entrainment Flooding on Sieve and Valve Trays, Chem. Eng. Prog. (Sept.), pp. 63-69, 1990;

KISTER, H. Z.; Design and layout for sieve and valve trays, Chem. Eng. (Sept. 8th), 1980c;

KISTER, H. Z.; Distillation Design, 1st ed., McGraw-Hill, USA, 1992;

KISTER, H. Z.; Downcomer design for distillation tray columns, Chem. Eng. (Dec. 29th), 1980e;

KISTER, H. Z.; Guidelines for designing distillation – column internals, Chem. Eng. (May 19th), 1980a;

KISTER, H. Z.; How to prepare and test columns before startup, Chem. Eng. (Apr. 6th), 1981b;

KISTER, H. Z.; Inspection assures troublefree operation, Chem. Eng. (Feb. 9th), 1981a;

KISTER, H. Z.; Mechanical requirements for sieve and valve trays, Chem. Eng. (Nov. 17th), 1980d;

KISTER, H. Z.; Outlets and internal devices for distillation columns, Chem. Eng. (July 28th), 1980b;

KOCH Engineering Co. Inc.; Flexitray Design Manual, Wichita, Kansas, 1982; citado em LOCKETT (1986) e KISTER (1992);

KUZNIAR, J., ZUIDERWEG, F. J. and HOFHUIS, P. A. M., Anaheim meeting, AIChE, June, 1982; citado em ZUIDERWEG (1982);

LaBRANCHE, D. F. and COLLINS, M. R.; Stripping volatile organic compounds and petroleum hydrocarbons from water, Water Environment Research, v. 68, n. 3, pp. 348-358, May/June 1996;

LEIBSON, I., KELLEY, R. E. and BULLINGTON, L. A.; Pet. Refiner, v. 36, n. 2, p. 127, 1957;

LI, K. Y. and HSIAO, K. J.; How to optimize an air stripper, Chem. Eng. (Jul.), pp. 114, 1991;

LI, K. Y. and HSIAO, K. J.; VOC strippers: how many trays?, Hydrocarbon Proc. (Feb.), pp. 79, 1990;

- LIDE, D. R. and KEHIAIAN, H. V.; CRC Handbook of Thermophysical and Thermochemical Data, CRC Press, 1994;
- LIDE, D. R.; Handbook of Chemistry and Physics, 78th ed., CRC Press, 1997;
- LOCKETT, M. J. and BANIK, S.; Weeping from Sieve Trays, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. v. 25, n. 2, p. 561 - 569, 1986;
- LOCKETT, M. J., RAHMAN, M. A. and DHULESIA, H. A.; Prediction of the effect of weeping on distillation tray efficiency, AIChE J., v. 30, n. 3, p. 423, 1984;
- LOCKETT, M. J.; Distillation Tray Fundamentals, 1st ed., Cambridge University Press, Cambridge, UK, 1986;
- LOCKETT, M. J.; The froth to spray transition on sieve trays, Trans. IChemE., v. 59, pp. 26 - 34, 1981;
- LOWEL, S.; SHIELDS, E.J.; – Powder Surface and Porosity, 3^a ed., 1984;
- LUDWIG, E. E.; Applied process design for chemical and petrochemical plants, Volume 1, 3rd ed., Gulf Publishing Company, Houston, Texas, USA, 1995;
- LUDWIG, E. E.; Applied process design for chemical and petrochemical plants, Volume 2, 3rd ed., Gulf Publishing Company, Houston, Texas, USA, 1997;
- LUDWIG, E. E.; Applied process design for chemical and petrochemical plants, Volume 3, 2nd ed., Gulf Publishing Company, Houston, Texas, USA, 1984;
- LYGEROS, A. I. and MAGOULAS, K. G.; Column flooding and entrainment, Hydrocarbon Proc. 65 (12), pp. 43, 1986;
- MACINTYRE, A. J.; Bombas e Instalações de Bombeamento, 2^a ed., Guanabara Koogan, Rio de Janeiro, 1987;

MAGIL, L.P.; HOLDEN, R.F.; Air Pollution Handbook, 1956;

MANAHAN, S.E., Environmental Chemistry, 6th ed., Lewis Publishers, USA, 1994;

MAYFIELD, F. D.; CHURCH, W. L.; GREEN, A. C.; LEE, D. C. and RASMUSSEN, R. W.; Perforated plate distillation columns; Ind. Engng. Chem., **44**, (9), p. 2238, 1952; citado em ECONOMOPOULOS (1978) e LOCKETT (1986);

McALLISTER, R. A., McGINNIS, P. H. and PLANK, C. A., Perforated plate performance, Chem. Eng. Science, v. 9, n. 25, 1958;

McNULTY, K. J.; Effective Design for Absorption and Stripping, Chem. Eng. v. 101, n. 11 (Nov.), pp. 92 - 100, 1994;

MEAD, E. and LEIBBERT, J.; A comparison of packed-column and low-profile sieve tray air strippers, Proceedings of Conference on Hazardous Waste Research, 1998;

MENDES, R.; Exposição ocupacional do Benzeno e seus efeitos sobre a saúde dos trabalhadores; Revista Associação Médica do Brasil; 39: 249-256 1993;

MESQUITA, A. L. S.; GUIMARÃES, F. A. e NEFUSSI, N.; Engenharia de Ventilação Industrial, Ed. Edgard Blücher, CETESB, São Paulo, Brasil, 1977;

MULET, A.; CORRIPIO, A. B. and EVANS, L. B.; Estimate costs of distillation and absorption towers via correlations. Chem. Eng. v. 88, n. 26 (Dec.), pp. 77, 1981;

NAYYAR, M. L.; Piping Handbook, 6th ed., McGraw-Hill, USA, 1992;

NUTTER, D. E.; High capacity tray for gas-liquid contact apparatus, United States Patent 5,360,583; 1994;

- OKONIEWSKI, B. A.; Remove VOCs from Wastewater by Air Stripping. Chem. Eng. Progress (Feb.), pp. 89 - 93, 1992;
- OLIVEIRA, L.I.; LOUREIRO, C.O. ; Contaminação de aquíferos por combustíveis orgânicos em Belo Horizonte; Avaliação Preliminar; In: X Congresso Brasileiro de Águas Subterrâneas, 1998;
- PERRY, R. H. and GREEN, D. W.; Perry's Chemical Engineers's Handbook, 7th ed., McGraw - Hill, Singapore, 1997;
- PETERS, M. S. and TIMMERHAUS, K. D.; Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th ed., McGraw - Hill, USA, 1991;
- PINCZEWSKI, W. V. and FELL, C. J. D.; Froth to Spray Transition on Sieve Trays, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., v. 21, n. 4, pp. 774 – 776, 1982;
- PINTO, J. M.; Programação não-linear, notas de aula da disciplina PQI 5779 - Otimização de Processos Químicos I, do Departamento de Engenharia Química da Escola Politécnica da USP, 2000;
- POE, C. and BONNELL, K.; Selecting Low-flow Pumps, Chem. Eng., v. 106, n. 2, pp. 78 - 88, (Feb.) 1999;
- POLLAK, R.; Selecting Fans and Blowers, Chem. Eng. (Jan 22), pp. 86-100, 1973;
- PRADO, M. et al., Bubble-to-Spray Transition on Sieve Trays, Chem. Eng. Progress, pp. 32 – 40, March 1987;
- RARDIN, R. L.; Optimization In Operations Research, Prentice Hall, New Jersey, 1998;
- REID, R.C.; PRAUSNITZ, M.J.; POLUIG, B.E.; The Properties of Gases and Liquids, 4^a ed., 1987;

ROBSON, M.G.; Programação Não Linear, 1986;

RUFF, K., PILHOFER, T. and MERSMANN, A.; Ensuring flow through all the openings of perforated plates for fluid dispersion, Int. Chem. Eng., v. 18, n. 3, July, pp. 395 – 401, 1978;

SEIDER, W. D.; SEADER, J. D. and LEWIN, D. R.; Process Design Principles: synthesis, analysis, and evaluation. 1st ed., John Wiley & Sons, New York, 1999;

SHREVE, R.N.; BRINK, J.A. JR.; Indústria de Processos Químicos; 4^a ed., 1997;

SINNOTT, R. K.; Chemical Engineering Design, Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Volume 6, 2th ed., Revised Butterworth - Heinemann Ltd., Great Britain, 1993;

SOUDERS JR., M. and BROWN, G. G.; Design of Fractionating Columns. Ind. Chem. Eng., 26 (Jan.), pp.98, 1934;

STERBACEK, Z.; Hydrodynamics of perforated trays with downcomers, Brit. Chem. Eng., v. 12, n. 10, p. 1577, 1967;

STICHLMAIR, J. and MERSMANN, A.; Dimensioning plate columns for absorption and rectification, Int. Chem. Eng., v. 18, n. 2, p. 223, 1978;

TELLES, P. C. da SILVA; Tubulações Industriais, 4^a ed., LTC Ltda., Rio de Janeiro, 1979;

TELLES, P. C. DA SILVA; Tubulações Industriais: Materiais, Projeto, Montagem, 9^a ed., 2^a reimpressão, LTC Ltda., Rio de Janeiro, 2000;

TILTON, J. N.; Section 6 – Fluid and Particle Dynamics, IN: Perry's Chemical Engineering Handbook, 7th ed., 1997;

TREYBAL, R. E.; Mass Transfer Operations, 2nd edn., McGraw-Hill, 1968; citado por LOCKETT (1986);

TURTON, R.; BAILIE R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A.; Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Process, Prentice Hall Inc, New Jersey, USA, 1998;

ULRICH, G. D.; A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics, John Wiley & Sons, 1984;

USEPA – U. S. Environmental Protection Agency -; Remediation case Studies: Groundwater Pump and Treat (Chlorinated Solvents), Volume 9, EPA/542R - 98/ 013; USA, 1998;

USEPA – U. S. Environmental Protection Agency; Air Stripping of Aqueous Solutions. EPA/540/2 - 91/ 022; USA, Oct. 1991;

USEPA – U. S. Environmental Protection Agency; Drinking Water and Health, National Primary Drinking Water Regulations, Contaminant Specific Fact Sheets – Volatile Organic Chemicals, EPA 811-F-95-004-T, October 1995, www.epa.gov/OGWDW/dwh/t-voc.html;

VAN WINKLE, M.; Distillation, 1st ed., McGraw – Hill Book Company, USA, 1967;

VERSCHUEREN, K.; Handbook of Environmental Data on Organic Chemicals, 3rd ed., Van Nostrand Reinhold International, Thomson Publishing Company, 1996;

WALLIS, G. B.; One-dimensional two-phase flow, 1st ed., McGraw-Hill, USA, 1969;

WIJN, E. F.; On the lower operating range of sieve and valve trays, Chem. Eng. Journal, 70, pp. 143 – 155, 1998;

WIJN, E. F.; Weir flow and liquid height on sieve and valve trays, Chem. Eng. Journal, 73, pp. 191 – 204, 1999;

WOODS, D. R.; Process Design and Engineering Practice, Upper Saddle River
Prentice Hall, USA, 1995;

ZUIDERWEG, F. J.; SIEVE TRAYS - A view on the state of the art, Chem. Eng.
Science, v. 37, n. 10, pp. 1441 – 1464, 1982.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS - INTERNET

www.gams.com - em Julho/2004;

www.clean.com.br - em Julho/2002;

www.eps.ufsc.br - em Janeiro/2004;

www.cetesb.sp.gov.br - em Abril/2004;

www.mma.gov.br/conama - em Setembro/2003;

www.ms.gov.br - em Setembro/2003;

www.bdt.org.br - em Março/2004

ANEXOS

Anexo 1 – Recomendações de Projeto para Colunas de Pratos

Nesta anexo, são apresentados em forma de tabelas, as recomendações mais sugeridas pelos principais pesquisadores na área de projetos de colunas separadoras e bandejas perfuradas.

Apresentamos aqui as informações disponíveis na literatura para que estas sirvam de guia para o leitor na realização de projeto de colunas separadoras.

Tabela: A.1.1 – Espessura da bandeja t_t .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
FAIR et al. (1997)	Valores situados entre 1,98 e 3,58mm; A razão t_t/d_h deve ser situada entre 0,4 e 0,7.
SINNOTT (1997) e CHASE (1967a)	Para bandeja em aço carbono: 3/16in (5mm); Para bandeja em aço inoxidável: 12 gage (3mm). CHASE ainda admite que valores para t_t/d_h da ordem de 1 ou maiores são permitidos somente para bandejas em aço carbono.
KISTER (1980c)	Para bandeja em aço inoxidável: entre 0,5 a 0,7 d_h .
ECONOMOPOULOS (1978)	Valor padrão em projetos: 0,078in (1,98mm).
VAN WINKLE (1967)	Valores compreendidos entre 16 gage e 1/4in (4 e 6,35mm); para fluxo cruzado de 12 a 14gage (3 a 3,5mm).

Tabela: A.1.2 – Número de passagens do líquido pela bandeja N_{pas} .

Autores	Valores Típicos e Recomendações	
	Passagem Única	Mais de uma passagem
ECONOMOPOULOS (1978) "Primeiro critério"	Vazões de líquido por comprimento de dique menores que $71,54 \text{ m}^3/(\text{h m})$; embora, em alguns casos, esse limite possa ser aumentado até $(178,8 \text{ m}^3/(\text{h m}))$.	Vazões superiores a $71,54 \text{ m}^3/(\text{h m})$.
ECONOMOPOULOS (1978) "Segundo critério"	Número de passagens é igual ao menor inteiro que supera $1,24 \times \sqrt{A_t}$, A_t , área transversal total da coluna.	
FRANK (1977)	Vazão máxima de líquido por comprimento de dique situada entre 52 e $60 \text{ m}^3/(\text{h m})$ aproximadamente.	Vazões de líquido por comprimento de dique acima de $60 \text{ m}^3/(\text{h m})$.
HUANG e HODSON (1958)	Vazão de líquido em torno de $45 \text{ m}^3/\text{h}$ ($D_c < 1\text{m}$), podendo atingir um limite superior máximo de $115 \text{ m}^3/\text{h}$ ($D_c > 1,83\text{m}$).	Vazões que superam $45 \text{ m}^3/\text{h}$ ($D_c < 1\text{m}$) e $115 \text{ m}^3/\text{h}$ ($D_c > 1,83\text{m}$).

Tabela: A.1.3 – Proximidades ao choro F_w e à inundação F_f .

Autores	Valores Típicos e Recomendações	
	Fator de Segurança	
	F_w (Weeping Factor)	F_f (Flooding Factor)
SINNOTT (1997)	-	0,80 a 0,90.
BARNICKI e DAVIS (1989a)	0,50 a 0,65	0,80 a 0,90: regime de espuma; 0,70 a 0,75: regime de spray.
ECONOMOPOULOS (1978)	0,60	0,82 (operação a pressões positivas e $D_c \geq 0,91\text{m}$).
FAIR (1963)	0,50	0,90 a 0,95

Tabela: A.1.4 – Comprimento do dique de contenção l_w .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
FAIR et al. (1997)	Valores situados entre: 60 e 80% de D_c
SINNOTT (1997)	Valores situados entre: 60 e 85% de D_c ; $0,77D_c$ para projeto.
FRANK (1977)	Valores situados entre: 50 e 80% de D_c ; porém até $0,95D_c$ são também possíveis.
VAN WINKLE (1967)	Valores compreendidos entre: 60 a 76% de D_c ; para fluxo cruzado de 68 a 76% de D_c .

Tabela: A.1.5 – Área total perfurada A_h .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
FAIR et al. (1997)	Valores situados entre 6 e 18% de A_a .
SINNOTT (1997)	Valor inicial recomendado para projeto: 10% de A_a .
BARNICKI e DAVIS (1989a)	Valores situados entre: 5 e 20% de A_a .
ECONOMOPOULOS (1978)	Valores situados entre: 5 e 15% de A_a .
FRANK (1977)	Valores situados entre: 4 e 16% de A_a .
VAN WINKLE (1967)	Valores compreendidos entre 6 a 8% da área total, A_t .

Tabela: A.1.6 – Vão entre o vertedouro e a bandeja inferior d_{cl} .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
SINNOTT (1997), BARNICKI e DAVIS (1989), KISTER (1980e).	Valores situados entre: $h_w - (5 \text{ a } 10\text{mm})$ (1/4 a 1/2 in aprox.); Valor mínimo aceitável: $d_{cl} = 1/2 \text{ in } (12,7\text{mm})$.
LOCKETT (1986)	Valor mais comum: $d_{cl} = h_w - 12\text{mm}$; menos restritivo é ajustar d_{cl} para que a perda de carga sob o vertedouro, H_{ud} , seja $\leq 42\text{mm}$.
ECONOMOPOULOS (1978)	Nos padrões normais de construção de bandejas, o produto d_{cl} versus l_w dever ser 42% da área da seção transversal do vertedouro.
FRANK (1977)	$d_{cl} = \text{menor } \{h_w/2, 3/4\text{in } (19\text{mm})\}$; sendo 1/2in (12,7mm) o valor mínimo.
VAN WINKLE (1967)	$d_{cl} = h_w/2$.

Tabela: A.1.7 – Área do vertedouro A_d .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
FAIR et al. (1997)	Valores situados entre 5 e 15% de A_t .
FRANK (1977)	Vertedouros retos não devem ser menores que 5% de A_t .
VAN WINKLE (1967)	Valores situados entre: 8 e 12% de A_t .

Tabela: A.1.8 – Espaço entre bandejas t_s .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
SINNOTT (1997)	Valores situados entre: 6 e 36in (0,15 e 1m); tendo para $D_c > 1m$, valores situados entre 0,3 e 0,6m; Uma boa estimativa inicial para projeto é 0,5m.
BARNICKI e DAVIS (1989)	O espaço entre pratos é função do diâmetro da coluna (em ft); Para $D_c < 3ft$ (0,91m), $6 < t_s < 12$ in, ou seja, $0,15 < t_s < 0,30m$.
LOCKETT (1986)	Valor para projeto: 450mm.
ECONOMOPOULOS (1978)	Valores padrões em projetos: de 12 a 18in (0,30 a 0,46m).
CHASE (1967a)	Tamanhos padrões: 18 e 24 in (0,46 e 0,61m).
VAN WINKLE (1967)	Para $2 < D_c < 4ft$ (0,61 e 1,22m), $12 < t_s < 18$ in (0,30 e 0,46m); Para $5 < D_c < 24ft$ (1,52 e 7,32m), $24 < t_s < 36in$ (0,61 e 0,91m).

Tabela: A.1.9 – Diâmetro da Coluna D_c .

Autores	Valores Típicos
FAIR et al. (1997)	Valores situados entre 0,3 e 7m.
BARNICKI e DAVIS (1989a)	Valores situados entre 3ft (0,91m) e 24ft (7,3m).
VAN WINKLE (1967)	Valores compreendidos entre 1 e 24ft (0,30 a 7,3m); para fluxo cruzado valores entre 1 e 8ft (0,30 e 2,44m).

Tabela: A.1.10 – Diâmetro das perfurações d_h .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
FAIR et al. (1997)	Valores encontrados: de 1 a 25 mm; com valores mais comuns situados entre: 4 a 12mm.
SINNOTT (1997)	Valores encontrados: de 2,5 a 12 mm; 5mm para projeto.
BARNICKI e DAVIS (1989a)	Valores mais comuns: de 3/16 a 1/2 in (4,76 a 12,7mm).
LOCKETT (1986)	Duas recomendações gerais são sugeridas por grupos de pesquisa independentes: a primeira propõe que 12,7mm deva ser o diâmetro utilizado, já a segunda sugere que 4,8 a 6,4mm deva ser empregado quando a corrosão e a presença de impurezas não sejam excessivas.
KISTER (1980c)	Valores encontrados entre 1/8 a 1in (3,18 a 25,4mm). Diâmetros grandes são preferidos quando a corrosão e a presença de impurezas é bastante provável e em operações no regime de spray. No restante dos casos, diâmetros menores são preferíveis, sendo 3/16in (4,76 mm) a escolha geral.
ECONOMOPOULOS (1978)	Valor padrão para projetos: 3/8in (9,5mm).
FRANK (1977)	Valores encontrados: de 1/4 a 1in (6,35 a 25,4mm); 1/2in (12,7mm) para projeto; Diâmetros menores (1/4 e 3/8in) para baixas pressões e maiores (3/4 e 1in) para sistemas contendo impurezas.
CHASE (1967b)	Valores encontrados: de 1/8 a 1in (3,18 a 25,4mm); 3/16in (4,76mm) para projeto.
VAN WINKLE (1967)	Valores compreendidos entre 1/8 a 1/2 in (3,18 a 12,7mm); para fluxo cruzado: entre 1/8 e 3/8in (3,18 e 9,5mm).

Tabela: A.1.11 – Passo das perfurações l_p .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
FAIR et al. (1997)	Valores situados entre: 2,5 e $4d_h$; Passos menores levam a choro excessivo, e valores maiores levam a perda de pressão e arraste de líquido excessivos.
SINNOTT (1997)	Valores situados entre: 2,5 e $4d_h$.
KISTER (1980c)	Valores situados entre: 2 e $5d_h$, preferencialmente entre 2,5 e $4d_h$, com $3,8d_h$ sendo o valor ótimo para projeto.
FRANK (1977)	Valores compreendidos entre 2 e $4,5 d_h$.
CHASE (1967b)	Valores situados entre: 2,5 a $4d_h$; Se flexibilidade é desejada, usar $2,5d_h$ para todas as bandejas.
VAN WINKLE (1967)	Valores situados entre 2 a $4 d_h$; para fluxo cruzado de 2,5 a $3 d_h$.

Tabela: A.1.12 – Perda de carga máxima admissível em pratos perfurados, ΔP_{max} .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
BARNICKI e DAVIS (1989a)	Para destilação a vácuo: 1,5 a 3,0 in de líquido; Para destilação a pressões positivas: 8,0 a 10 in de líquido.
ECONOMOPOULOS (1978)	Para sistemas que operam à pressão positiva, a perda de pressão máxima admissível para efeitos de projeto deve ser 0,15psia (7,8 mmHg ou 1034 Pa).
CHASE (1967b)	Os valores normalmente encontrados estão entre 1,5 a 5 in H_2O (2,8 a 9,3 mmHg ou 374 a 1244Pa).

Tabela: A.1.13 – Altura do dique de contenção h_w .

Autores	Valores Típicos e Recomendações
SINNOTT (1997)	<p>Na pressão atmosférica, h_w situado entre: 1,5 e 3,5in (40 e 90mm); sendo mais comuns : 40 a 50mm;</p> <p>Em operações a vácuo, situado entre: ¼ e 1/2in (6 e 12mm).</p> <p>Em qualquer regime de operação: $\leq 15\%$ de t_s;</p>
BARNICKI e DAVIS (1989a) e FRANK (1977)	<p>Valores normalmente situados entre: 1 a 4in (25,4 a 101,6mm), sendo 2in (50,8mm) comumente encontrado;</p> <p>Para o regime spray, valores entre ½ e 3/4in (12,7 e 19mm) são aceitáveis, mas valores tão pequenos quanto 1/4in (6,35mm) podem ser encontrados.</p>
LOCKETT (1986)	<p>Valor típico: 50mm, com 0-25mm usado em operações de destilação a vácuo e 100mm para absorvedores e strippers.</p> <p>Regime spray: pode assumir valores nulos, no entanto, valor mínimo recomendado é de ½ in (12,7mm), embora 3/4in seja preferível (19mm);</p>
KISTER (1980c)	<p>Para a maioria dos serviços 2in (50,8mm) é recomendável;</p> <p>Deve ser projetado para uma altura mínima de líquido acima do mesmo, h_{ow}, de ¼ a ½in (6,35 a 12,7mm).</p>
ECONOMOPOULOS (1978)	<p>Para operações que não sejam a vácuo, valor padrão em projetos: 2in (50,8mm).</p> <p>Valores situados entre 0 e 4in (101,6mm);</p>
FRANK (1977)	<p>Operação a baixas pressões ou pressão atmosférica: valores usuais na faixa de 1 a 2in (25,4 a 50,8mm);</p> <p>Regime de spray: o dique pode ser totalmente eliminado, sendo 1in (25,4 mm) o valor mínimo preferido;</p> <p>De qualquer modo, não deve exceder 15% do espaço entre pratos.</p> <p>Valores situados entre 0 e 6in (152,4mm);</p>
CHASE (1967a)	<p>Para colunas que operam a vácuo um mínimo de 1/4in (6,35mm), sendo preferido 1/2in (12,7mm). Demais condições um mínimo de 1in (25,4mm), sendo preferido 1,5in (38,1mm).</p>
VAN WINKLE (1967)	<p>Valores situados entre: 1 e 3in (25,4 e 76,2mm); para fluxo cruzado, valores situados entre 1 e 2in (25,4 e 50,8mm).</p>

Tabela: A.1.14 – Tempo de residência no vertedouro.

Autores	Valores Típicos e Recomendações
KISTER (1980e, 1992)	Valores tomados para projeto: 3 a 7 segundos, a depender da tendência do sistema em formar espuma. Outro critério estabelece que a velocidade na saída do vertedouro seja determinada em função do espaço entre as bandejas e da tendência em formar espuma.
VAN WINKLE (1967)	5s, no mínimo, para sistemas que formam bastante espuma; 3s, no mínimo, para sistema que não formam muita espuma.

Anexo 2 – Recomendações de Instalação e de Projeto Para Sistemas que Transportam Fluidos

Nesta seção, procuramos reunir informações que devem ajudar no momento de projetar os sistemas que transportam líquidos e gases para colunas separadoras. Como as recomendações são distintas para cada espécie de fluido, em cada parágrafo que se segue um conjunto de informações é apresentado para linhas de transporte de cada fluido em questão. No fim desta seção, recomendações para as velocidades econômicas são apresentadas na forma de tabelas.

Recomendações para o projeto e para a instalação de sistemas de bombeamento de líquidos, de um modo geral, podem ser encontradas nos trabalhos de TELLES (2000), AZEVEDO NETTO et al. (1998) e NAYYAR (1992). Dentre as principais recomendações, destacamos aqui:

- As tubulações de sucção e descarga da bomba devem ser mais curtas quanto possível e possuir diâmetros maiores que os diâmetros dos bocais da bomba com a finalidade de diminuir as perdas por atrito nas tubulações. Para o recalque, a tubulação deve ser o mais reta possível e, sempre que conveniente, seu diâmetro deve estar pelo menos duas bitolas acima do diâmetro de saída da bomba;
- Na linha de sucção, usar redução nivelada por cima e diretamente colocada no bocal de entrada da bomba; no caso do recalque a redução pode ser concêntrica. Esta medida visa evitar a formação de bolsões de ar;
- Dar preferência às curvas de raios longos, principalmente, junto à sucção da bomba, descartando sua colocação direta no bocal da bomba para evitar o turbilhonamento;
- Usar, pelo menos provisoriamente após a partida, um filtro na sucção da bomba para evitar que a presença de material sólido danifique o rotor da mesma;
- Para bombas que trabalham afogadas, é obrigatória a presença de uma válvula de bloqueio junto ao bocal de entrada da bomba possuindo diâmetro igual ao maior diâmetro da redução;

- Tubulações que conduzem material para torres, reatores e vasos verticais devem possuir, sempre que possível somente trechos verticais junto a estes equipamentos, os quais são facilmente suportados pelos próprios equipamentos. Por conta disso, segundo TELLES (2000) é praxe colocar um joelho ou curva imediatamente junto ao bocal do equipamento, sendo a folga mínima livre entre a parede do vaso e qualquer tubulação de 300mm;
- Em tubulações de recalque, qualquer caso, coloca-se obrigatoriamente uma válvula de bloqueio junto ao bocal de saída da bomba. Sua colocação se faz necessária para a interrupção do fluxo de líquido por ocasião de reparos e substituição de peças, equipamentos etc.;
- Quando o recalque é feito para um nível estático superior, recomenda-se a colocação obrigatória de uma válvula de retenção, após no sentido de fluxo, a expansão na saída da bomba e antes da válvula de bloqueio que também deve estar presente (TELLES, 2000). O intuito de sua colocação visa impedir a volta do líquido à bomba quando esta estiver desligada, assim evitando que seu rotor gire em sentido contrário.

Critérios para projeto e instalação de sistemas de transporte de ar podem ser encontrados nas contribuições de LUDWIG (1984), GOMIDE (1997b) e NAYYAR (1992). Algumas das principais recomendações encontradas estão citadas a seguir:

- Quando há um fornecimento permanente de ar para um equipamento de processo, uma válvula para bloqueio e controle de fluxo deve se fazer presente. Também podem se fazer presentes válvulas de retenção e drenos, mais estes são mais comuns em linhas de conexão entre o fornecimento de ar e o equipamento de processo;
- Evitar a presença de pontos baixos na linha de descarga, a fim de evitar o acúmulo de líquidos que possam ser arrastados com o gás. Em caso de não poderem ser evitados, tais pontos devem conter drenos para a retirada de líquidos;
- A entrada do gás em sopradores que aspiram diretamente do ambiente deve ser feita através de um cone com perfil aerodinâmico

adequado e cujo comprimento depende do tipo de rotor, a fim de se evitar turbulência e distribuição inadequada;

- A colocação de um filtro para coleta de material particulado antes da entrada do soprador pode ser necessária quando este estiver succionando ar diretamente da atmosfera. Esta medida visa evitar o acúmulo de poeira nas pás do soprador e seu conseqüente desgaste;
- Deve ser evitada a colocação de cotovelos e outras obstruções próximos à saída e à entrada do soprador por acarretarem perda de pressão estática. Se o emprego for inevitável, eles deverão ser posicionados no sentido de rotação do rotor a fim de que seja minimizada a turbulência;

As tabelas a seguir dispõem os valores típicos de velocidades econômicas para estimativa dos diâmetros das tubulações, segundo diversos autores. Estes valores são os utilizados freqüentemente na prática industrial para estimativa dos diâmetros econômicos das tubulações.

Tabela: A.2.1 – Valores típicos para velocidades econômicas (m/s) em tubulações que transportam líquidos

AUTORES	Sucção de bombas	Recalque de bombas	Bocal de entrada de bombas
AZEVEDO		Tubulações curtas:	
NETTO et al. (1998)	-	1,3 a 2,6	1,5 a 5,0
		Grandes extensões:	
		0,75 a 1,5	
	Líquidos finos:	Líquidos finos:	
GOMIDE (1997a)	0,4 a 2,0	1,2 a 3,0	-
	Líquidos viscosos (acima de 0,01 Pa s):	Líquidos viscosos:	
	0,1 a 0,4	0,2 a 1,2	
	Líquidos pouco viscosos:	Líquidos pouco viscosos:	
GEANKOPLIS (1993)	0,6 a 0,9	1,5 a 2,5	-
	Líquidos viscosos:	Líquidos viscosos:	
	0,06 a 0,25	0,15 a 0,6	
	Para água e óleos leves:	Para água e óleos leves:	
MACINTYRE (1980)	0,5 a 0,9 (D_{itubs} entre 2,5 e 7,5cm)	1 a 1,5 (D_{itubr} entre 2,5 a 7,5cm)	-
	Valores maiores para diâmetros maiores.	Valores maiores para diâmetros maiores.	
TELLES (1979)	1 a 2	1,5 a 2,5	-

Tabela: A.2.2 – Valores típicos para velocidades econômicas (m/s) em tubulações que transportam ar, gases e vapores

AUTORES	Transporte de ar	Transporte de gases	Transporte de vapor
		Alta pressão (acima de 1MPa): 30 a 60	Saturado: 12 a 40
	Troncos: 6 a 8		Superaquecido:
GOMIDE (1997a)	Ramais: 8 a 10	Baixa pressão (dutos de ventilação): 10 a 20	25 a 60
	Mangueiras: 15 a 30	Alto vácuo: 100 a 120	De alta pressão: 50 a 100
GEANKOPLIS (1993)	-	9 a 36	9 a 23
TELLES (1979)	8 a 10	-	-

ANEXO 3 – Resultados das Simulações Efetuadas Para Variáveis de Interesse Selecionadas

Neste Anexo estão expostas diversas respostas obtidas nas simulações efetuadas por nós para os três estudos de casos efetuados. Conforme foi dito no capítulo 5, são apresentadas aqui 33 variáveis de interesse obtidas nas soluções ótimas encontradas em cada caso.

Como pode ser verificado nas páginas que se seguem, os resultados foram expostos na forma de tabelas, cujas variáveis estão dispostas nas colunas. A primeira destas colunas contém as condições (eficiência de bandeja de Murphree, EfM, função objetivo otimizada, COP ou Cfix, concentração inicial de VOCs, $x_{o,j}$) em que foram realizadas as simulações e as demais contêm algumas das variáveis de interesse de cada problema estudado.

São apresentadas nestas tabelas, além das soluções expostas no capítulo 5, algumas das soluções encontradas no refinamento das soluções inicialmente obtidas. Os símbolos dispostos em algumas das linhas, na primeira coluna, indicam algumas características das referidas soluções. Estas características se encontram apresentadas abaixo de cada tabela.

Tabela: A 3.1 – Estudo de Caso 1 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{lpdh}
Benzeno	6,26	390	3,04	0,58	2,56	0,36	18,08	1,06	352	3160	30768	8118	16211	5059	193946	0,15	4,25
Tolueno	6,93	390	2,84	0,58	2,44	0,36	18,08	1,06	346	3098	29174	7963	16120	4958	187468	0,15	4,25
Etilbenzeno	7,55	386	2,68	0,59	2,39	0,36	18,08	1,06	349	3023	28146	7779	16169	4858	18337	0,15	4,25
O-Xileno	4,59	390	3,85	0,58	3,04	0,36	18,08	1,06	378	3404	36977	8722	16556	5448	21914	0,15	4,25
M-Xileno	6,92	390	2,83	0,58	2,44	0,36	18,08	1,06	346	3098	29174	7963	16120	4959	187468	0,15	4,25
P-Xileno	6,33	390	3,02	0,58	2,55	0,36	18,08	1,06	350	3153	30593	8101	16201	5048	193231	0,15	4,25

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	0,77	0,65	0,77	0,006	0,09	0,01	0,31	0,22	0,03	5,0	0,003	0,004	0,0009	0,06	0,04	0,005
Tolueno	0,77	0,52	0,77	0,006	0,087	0,01	0,30	0,21	0,03	5,0	0,03	0,003	0,0009	0,07	0,09	0,005
Etilbenzeno	0,74	0,65	0,75	0,005	0,09	0,01	0,31	0,23	0,03	5,0	0,003	0,004	0,007	0,06	0,04	0,006
O-Xileno	0,77	0,65	0,77	0,006	0,08	0,01	0,31	0,22	0,03	5,0	0,003	0,004	0,0009	0,06	0,04	0,005
M-Xileno	0,77	0,53	0,77	0,006	0,09	0,01	0,31	0,21	0,03	5,0	0,003	0,003	0,0008	0,06	0,04	0,005
P-Xileno	0,77	0,52	0,77	0,006	0,09	0,01	0,31	0,21	0,03	5,0	0,003	0,003	0,0009	0,06	0,04	0,005

Tabela: A 3.2 – Estudo de Caso 1 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	6,08	386	2,06	0,59	2,02	0,35	18,08	1,06	328	2837	23251	7315	15878	4559	163488	0,15	4,25
Tolueno	6,73	386	1,94	0,59	1,95	0,36	18,08	1,06	324	2803	22342	7229	15823	4504	159792	0,15	4,25
Etilbenzeno	7,54	386	1,82	0,59	1,88	0,36	18,08	1,06	321	2768	21424	7142	15768	4448	156061	0,15	4,25
O-Xileno	4,46	386	2,49	0,59	2,28	0,36	18,08	1,06	343	2969	26731	7644	16086	4771	177626	0,15	4,25
M-Xileno	6,73	386	1,94	0,59	1,95	0,36	18,08	1,06	324	2803	22342	7229	15823	4504	159792	0,15	4,25
P-Xileno	6,15	386	2,04	0,59	2,01	0,36	18,08	1,06	328	2833	23151	7305	15872	4553	163083	0,15	4,25

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	0,74	0,55	0,76	0,005	0,09	0,01	0,31	0,22	0,03	5,0	0,003	0,003	0,0007	0,06	0,04	0,0006
Tolueno	0,74	0,55	0,76	0,005	0,09	0,01	0,31	0,22	0,03	5,0	0,003	0,003	0,0007	0,06	0,04	0,0006
Etilbenzeno	0,74	0,55	0,76	0,005	0,09	0,01	0,31	0,22	0,03	5,0	0,003	0,003	0,0007	0,06	0,04	0,0006
O-Xileno	0,74	0,55	0,76	0,005	0,09	0,01	0,31	0,22	0,03	5,0	0,003	0,003	0,0007	0,06	0,04	0,0006
M-Xileno	0,74	0,55	0,76	0,005	0,09	0,01	0,31	0,22	0,03	5,0	0,003	0,003	0,0007	0,06	0,04	0,0006
P-Xileno	0,74	0,55	0,76	0,005	0,09	0,01	0,31	0,22	0,03	5,0	0,003	0,003	0,0007	0,06	0,04	0,0006

Tabela: A 3.3 – Estudo de Caso 1 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	C _{fix}	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	6,14	387	3,08	0,59	2,62	0,36	18,08	1,06	360	3154	31226	8103	16311	5061	195856	0,15	4,25
Tolueno	8,74	454	2,44	0,51	2,06	0,37	18,08	1,06	300	3472	25506	8889	15467	5433	175520	0,13	3,99
Etilbenzeno	11,96	445	2,03	0,54	1,91	0,35	18,08	1,06	287	3996	22176	10173	15269	6168	167611	0,15	3,45
O-Xileno	7,06	545	2,80	0,54	2,33	0,35	18,08	1,06	308	4318	27903	10958	15586	6663	191658	0,15	3,45
M-Xileno	10,67	545	2,16	0,54	1,98	0,35	18,08	1,06	291	4052	23179	10311	15326	6255	171835	0,15	3,45
P-Xileno	9,74	545	2,28	0,54	2,05	0,35	18,08	1,06	294	4102	24062	10431	15375	6331	175542	0,15	3,44

Continuação

Compostos	r _{ttid}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	0,75	0,65	0,76	0,005	0,09	0,01	0,31	0,22	0,03	5,0	0,003	0,004	0,0007	0,06	0,41	0,006
Tolueno	1,05	0,65	0,83	0,005	0,07	0,01	0,30	0,20	0,03	5,66	0,004	0,004	0,001	0,07	0,03	0,006
Etilbenzeno	0,74	0,65	0,85	0,006	0,08	0,14	0,32	0,22	0,03	7,6	0,005	0,007	0,003	0,07	0,03	0,005
O-Xileno	0,84	0,65	0,85	0,005	0,08	0,01	0,32	0,22	0,03	7,61	0,005	0,007	0,002	0,07	0,03	0,006
M-Xileno	0,85	0,65	0,85	0,005	0,08	0,01	0,32	0,03	0,03	7,61	0,005	0,007	0,002	0,07	0,03	0,006
P-Xileno	0,86	0,65	0,85	0,005	0,08	0,01	0,32	0,22	0,03	7,61	0,005	0,007	0,002	0,07	0,03	0,006

Tabela: A 3.4 – Estudo de Caso 1 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	C _{fix}	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	6,14	387	2,04	0,59	2,00	0,35	18,08	1,06	325	2842	23113	7323	15836	4562	162901	0,15	4,25
Tolueno	8,74	454	1,69	0,52	1,67	0,37	18,08	1,06	280	3210	19869	8240	15164	5026	152324	0,13	3,99
Etilbenzeno	10,42	475	1,55	0,51	1,59	0,36	18,08	1,06	271	3305	18711	8475	15020	5150	148569	0,13	0,87
O-Xileno	6,98	538	1,90	0,54	1,84	0,35	18,08	1,06	283	3892	21183	9920	15212	6014	163032	0,15	3,48
M-Xileno	9,46	483	1,63	0,52	1,65	0,36	18,08	1,06	274	3389	19223	8683	15059	5275	151243	0,14	3,80
P-Xileno	8,82	493	1,69	0,53	1,69	0,36	18,08	1,06	276	3482	19611	8914	15094	5413	153543	0,14	3,72

Continuação

Compostos	r _{ttid}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	0,79	0,65	0,76	0,005	0,09	0,01	0,31	0,23	0,03	5,0	0,003	0,004	0,0007	0,06	0,04	0,006
Tolueno	1,05	0,65	0,83	0,005	0,07	0,01	0,30	0,20	0,03	5,66	0,004	0,004	0,001	0,07	0,03	0,006
Etilbenzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,07	0,01	0,30	0,20	0,03	6,04	0,004	0,006	0,001	0,07	0,03	0,006
O-Xileno	0,77	0,65	0,85	0,006	0,08	0,01	0,32	0,22	0,03	7,49	0,005	0,005	0,003	0,07	0,03	0,005
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,07	0,01	0,30	0,21	0,03	6,26	0,004	0,006	0,001	0,07	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,07	0,01	0,31	0,21	0,03	6,53	0,004	0,006	0,001	0,07	0,03	0,006

Tabela: A 3.5 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bom}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	11,43	1154	6,41	0,37	3,19	0,57	18,08	0,66	625	10270	67337	24892	19268	19268	15689	0,08	3,68
O-Xileno	8,37	1154	6,41	0,37	3,19	0,57	18,08	0,66	625	10270	67337	24892	19268	19268	15689	0,08	3,68
M-Xileno	12,65	1154	6,41	0,37	3,19	0,57	18,08	0,66	625	10270	67337	24892	19268	19268	15689	0,08	3,68
P-Xileno	11,55	1154	6,41	0,37	3,19	0,57	18,08	0,66	625	10270	67337	24892	19268	19268	15689	0,08	3,68

Continuação

Compostos	r _{ttid}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
O-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
M-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
P-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006

Tabela: A 3.6 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 14$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bom}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	11,43	1154	6,97	0,37	3,40	0,57	18,08	0,66	643	10579	71976	25594	19442	19442	411888	0,08	3,68
O-Xileno	8,37	1154	6,97	0,37	3,40	0,57	18,08	0,66	643	10579	71976	25594	19442	19442	411888	0,08	3,68
M-Xileno	12,65	1154	6,97	0,37	3,40	0,57	18,08	0,66	643	10579	71976	25594	19442	19442	411888	0,08	3,68
P-Xileno	11,55	1154	6,97	0,37	3,40	0,57	18,08	0,66	643	10579	71976	25594	19442	19442	411888	0,08	3,68

Continuação

Compostos	r _{tt_d}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,12	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
O-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,12	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
M-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,12	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
P-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,12	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006

Tabela: A 3.7 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 21$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bom}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	11,43	1154	7,29	0,37	3,52	0,57	18,08	0,66	654	10761	74698	26006	19544	19544	16439	423275	0,08
O-Xileno	8,37	1154	7,29	0,37	3,52	0,57	18,08	0,66	654	10761	74698	26006	19544	19544	16439	423275	0,08
M-Xileno	12,65	1154	7,29	0,37	3,52	0,57	18,08	0,66	654	10761	74698	26006	19544	19544	16439	423275	0,08
P-Xileno	11,55	1154	7,29	0,37	3,52	0,57	18,08	0,66	654	10761	74698	26006	19544	19544	16439	423275	0,08

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,001	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
O-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,001	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
M-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,001	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
P-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,001	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006

Tabela: A 3.8 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,30 e $X_o = 28$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{lpdh}
Benzeno	11,43	1154	7,52	0,37	3,61	0,57	18,08	0,66	662	10891	76632	26298	19615	19615	431365	0,08	3,68
O-Xileno	8,37	1154	7,52	0,37	3,61	0,57	18,08	0,66	662	10891	76632	26298	19615	19615	431365	0,08	3,68
M-Xileno	12,65	1154	7,52	0,37	3,61	0,57	18,08	0,66	662	10891	76632	26298	19615	19615	431365	0,08	3,68
P-Xileno	11,55	1154	7,52	0,37	3,61	0,57	18,08	0,66	662	10891	76632	26298	19615	19615	431365	0,08	3,68

Continuação

Compostos	r _{ttid}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,0001	0,04	0,002	0,006
O-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,0001	0,04	0,002	0,006
M-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,0001	0,04	0,002	0,006
P-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,0001	0,04	0,002	0,006

Tabela: A 3.9 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	11,43	1154	4,49	0,37	2,48	0,57	18,08	0,66	561	9200	51141	22452	14057	32465	0,08	3,68
O-Xileno	8,37	1154	4,49	0,37	2,48	0,57	18,08	0,66	561	9200	51141	22452	14057	32465	0,08	3,68
M-Xileno	12,65	1154	4,49	0,37	2,48	0,57	18,08	0,66	561	9200	51141	22452	14057	32465	0,08	3,68
P-Xileno	11,55	1154	4,49	0,37	2,48	0,57	18,08	0,66	561	9200	51141	22452	14057	32465	0,08	3,68

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
O-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
M-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
P-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006

Tabela: A 3.10 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 14$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	11,43	1154	4,89	0,37	2,62	0,57	18,08	0,66	573	9414	54392	22940	18638	14382	33827	0,08	3,68
O-Xileno	8,37	1154	4,89	0,37	2,62	0,57	18,08	0,66	573	9414	54392	22940	18638	14382	33827	0,08	3,68
M-Xileno	12,65	1154	4,89	0,37	2,62	0,57	18,08	0,66	573	9414	54392	22940	18638	14382	33827	0,08	3,68
P-Xileno	11,55	1154	4,89	0,37	2,62	0,57	18,08	0,66	573	9414	54392	22940	18638	14382	33827	0,08	3,68

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
O-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
M-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
P-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006

Tabela: A 3.11 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 21$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	11,43	1154	5,10	0,37	2,71	0,57	18,08	0,66	581	9534	56296	23227	18842	14574	346248	0,08	3,68
O-Xileno	8,37	1154	5,10	0,37	2,71	0,57	18,08	0,66	581	9534	56296	23227	18842	14574	346248	0,08	3,68
M-Xileno	12,65	1154	5,10	0,37	2,71	0,57	18,08	0,66	581	9534	56296	23227	18842	14574	346248	0,08	3,68
P-Xileno	11,55	1154	5,10	0,37	2,71	0,57	18,08	0,66	581	9534	56296	23227	18842	14574	346248	0,08	3,68

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
O-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
M-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
P-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006

Tabela: A 3.12 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 5mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 28$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	11,43	1154	5,26	0,37	2,77	0,57	18,08	0,66	586	9628	57648	23430	18895	14710	351912	0,08	3,68
O-Xileno	8,37	1154	5,26	0,37	2,77	0,57	18,08	0,66	586	9628	57648	23430	18895	14710	351912	0,08	3,68
M-Xileno	12,65	1154	5,26	0,37	2,77	0,57	18,08	0,66	586	9628	57648	23430	18895	14710	351912	0,08	3,68
P-Xileno	11,55	1154	5,26	0,37	2,77	0,57	18,08	0,66	586	9628	57648	23430	18895	14710	351912	0,08	3,68

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
O-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
M-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006
P-Xileno	1,04	0,65	0,70	0,005	0,03	0,06	0,18	0,13	0,001	6,67	0,01	0,01	0,002	0,04	0,002	0,006

Tabela: A 3.13 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	5,97	552	10,28	0,60	6,99	0,43	18,08	1,06	884	7578	97710	18704	21483	12187	485401	0,14	4,25
O-Xileno	4,37	552	10,28	0,60	6,99	0,43	18,08	1,06	884	7578	97710	18704	21483	12187	485401	0,14	4,25
M-Xileno	6,61	552	10,28	0,60	6,99	0,43	18,08	1,06	884	7578	97710	18704	21483	12187	485401	0,14	4,25
P-Xileno	6,03	552	10,28	0,60	6,99	0,43	18,08	1,06	884	7578	97710	18704	21483	12187	485401	0,14	4,25

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,09	0,02	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,09	0,02	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,09	0,02	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,09	0,02	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006

Tabela: A 3.14 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 14$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	5,97	552	11,22	0,60	7,56	0,43	18,08	1,06	930	7977	105418	19631	21832	12821	517029	0,14	4,25
O-Xileno	4,37	552	11,22	0,60	7,56	0,43	18,08	1,06	930	7977	105418	19631	21832	12821	517029	0,14	4,25
M-Xileno	6,61	552	11,22	0,60	7,56	0,43	18,08	1,06	930	7977	105418	19631	21832	12821	517029	0,14	4,25
P-Xileno	6,03	552	11,22	0,60	7,56	0,43	18,08	1,06	930	7977	105418	19631	21832	12821	517029	0,14	4,25

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,09	0,018	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,09	0,018	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,09	0,018	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,09	0,018	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006

Tabela: A 3.15 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 21$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	6,32	574	11,20	0,57	7,25	0,43	18,08	1,06	887	8280	104239	20332	21507	13202	514202	0,13	4,25
O-Xileno	4,63	574	11,20	0,57	7,25	0,43	18,08	1,06	887	8280	104239	20332	21507	13202	514202	0,13	4,25
M-Xileno	7,00	574	11,20	0,57	7,25	0,43	18,08	1,06	887	8280	104239	20332	21507	13202	514202	0,13	4,25
P-Xileno	6,39	574	11,20	0,57	7,25	0,43	18,08	1,06	887	8280	104239	20332	21507	13202	514202	0,13	4,25

Continuação

Compostos	r _{ttid}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,0009	0,005	0,08	0,02	0,31	0,22	0,03	5,0	0,005	0,006	0,0009	0,06	0,04	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,0009	0,005	0,08	0,02	0,31	0,22	0,03	5,0	0,005	0,006	0,0009	0,06	0,04	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,0009	0,005	0,08	0,02	0,31	0,22	0,03	5,0	0,005	0,006	0,0009	0,06	0,04	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,0009	0,005	0,08	0,02	0,31	0,22	0,03	5,0	0,005	0,006	0,0009	0,06	0,04	0,006

Tabela: A 3.16 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 28$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	7,12	591	11,12	0,55	6,95	0,44	18,08	1,06	849	8499	102714	20837	21204	13460	509542	0,12	4,25
O-Xileno	4,86	591	11,12	0,55	6,95	0,44	18,08	1,06	849	8499	102714	20837	21204	13460	509542	0,12	4,25
M-Xileno	7,35	591	11,12	0,55	6,95	0,44	18,08	1,06	849	8499	102714	20837	21204	13460	509542	0,12	4,25
P-Xileno	6,71	591	11,12	0,55	6,95	0,44	18,08	1,06	849	8499	102714	20837	21204	13460	509542	0,12	4,25

Continuação

Compostos	r _{tttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,79	0,0047	0,07	0,02	0,30	0,21	0,03	5,0	0,005	0,006	0,0009	0,07	0,04	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,79	0,0047	0,07	0,02	0,30	0,21	0,03	5,0	0,005	0,006	0,0009	0,07	0,04	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,79	0,0047	0,07	0,02	0,30	0,21	0,03	5,0	0,005	0,006	0,0009	0,07	0,04	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,79	0,0047	0,07	0,02	0,30	0,21	0,03	5,0	0,005	0,006	0,0009	0,07	0,04	0,006

Tabela: A 3.17 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	C _{fix}	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	5,97	552	6,59	0,60	4,77	0,43	18,08	1,06	702	5999	66747	14991	19977	9650	3580404	0,14	4,25
O-Xileno	4,37	552	6,59	0,60	4,77	0,43	18,08	1,06	702	5999	66747	14991	19977	9650	3580404	0,14	4,25
M-Xileno	6,61	552	6,59	0,60	4,77	0,43	18,08	1,06	702	5999	66747	14991	19977	9650	3580404	0,14	4,25
P-Xileno	6,03	552	6,59	0,60	4,77	0,43	18,08	1,06	702	5999	66747	14991	19977	9650	3580404	0,14	4,25

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	A _f (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,24	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006

Tabela: A 3.18 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 14$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	5,97	552	7,17	0,60	5,12	0,43	18,08	1,06	731	6248	71695	15582	20230	10051	378428	0,14	4,25
O-Xileno	4,37	552	7,17	0,60	5,12	0,43	18,08	1,06	731	6248	71695	15582	20230	10051	378428	0,14	4,25
M-Xileno	6,61	552	7,17	0,60	5,12	0,43	18,08	1,06	731	6248	71695	15582	20230	10051	378428	0,14	4,25
P-Xileno	6,03	552	7,17	0,60	5,12	0,43	18,08	1,06	731	6248	71695	15582	20230	10051	378428	0,14	4,25

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006

Tabela: A 3.19 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ - EFM = 0,60 e $X_o = 21$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	5,97	552	7,52	0,60	5,33	0,43	18,08	1,06	747	6396	74599	15930	20376	10287	390388	0,14	4,25
O-Xileno	4,37	552	7,52	0,60	5,33	0,43	18,08	1,06	747	6396	74599	15930	20376	10287	390388	0,14	4,25
M-Xileno	6,61	552	7,52	0,60	5,33	0,43	18,08	1,06	747	6396	74599	15930	20376	10287	390388	0,14	4,25
P-Xileno	6,03	552	7,52	0,60	5,33	0,43	18,08	1,06	747	6396	74599	15930	20376	10287	390388	0,14	4,25

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,31	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,31	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,31	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,31	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006

Tabela: A 3.20 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 28$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	5,97	552	7,77	0,60	5,48	0,43	18,08	1,06	760	6500	76663	16177	20478	10455	398886	0,14	4,25
O-Xileno	4,37	552	7,77	0,60	5,48	0,43	18,08	1,06	760	6500	76663	16177	20478	10455	398886	0,14	4,25
M-Xileno	6,61	552	7,77	0,60	5,48	0,43	18,08	1,06	760	6500	76663	16177	20478	10455	398886	0,14	4,25
P-Xileno	6,03	552	7,77	0,60	5,48	0,43	18,08	1,06	760	6500	76663	16177	20478	10455	398886	0,14	4,25

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,76	0,005	0,09	0,02	0,32	0,23	0,03	5,0	0,005	0,005	0,0008	0,06	0,04	0,006

Tabela: A 3.21 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	13,80	1265	5,72	0,35	2,85	0,56	18,08	0,66	538	10857	59343	26223	18403	16410	365977	0,09	3,28
O-Xileno	10,11	1265	5,72	0,35	2,85	0,56	18,08	0,66	538	10857	59343	26223	18403	16410	365977	0,09	3,28
M-Xileno	15,28	1265	5,72	0,35	2,85	0,56	18,08	0,66	538	10857	59343	26223	18403	16410	365977	0,09	3,28
P-Xileno	13,95	1265	5,72	0,35	2,85	0,56	18,08	0,66	538	10857	59343	26223	18403	16410	365977	0,09	3,28

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	A _f (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006

Tabela: A 3.22 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 14$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	13,80	1265	6,22	0,35	3,00	0,55	18,08	0,66	552	11158	63320	26900	18550	16863	382876	0,09	3,29
O-Xileno	10,11	1265	6,22	0,35	3,00	0,55	18,08	0,66	552	11158	63320	26900	18550	16863	382876	0,09	3,29
M-Xileno	15,28	1265	6,22	0,35	3,00	0,55	18,08	0,66	552	11158	63320	26900	18550	16863	382876	0,09	3,29
P-Xileno	13,95	1265	6,22	0,35	3,00	0,55	18,08	0,66	552	11158	63320	26900	18550	16863	382876	0,09	3,29

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006

Tabela: A 3.23 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 21$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	13,80	1265	6,51	0,35	3,11	0,55	18,08	0,66	560	11334	65652	27298	18635	17129	392783	0,09	3,29
O-Xileno	10,11	1265	6,51	0,35	3,11	0,55	18,08	0,66	560	11334	65652	27298	18635	17129	392783	0,09	3,29
M-Xileno	15,28	1265	6,51	0,35	3,11	0,55	18,08	0,66	560	11334	65652	27298	18635	17129	392783	0,09	3,29
P-Xileno	13,95	1265	6,51	0,35	3,11	0,55	18,08	0,66	560	11334	65652	27298	18635	17129	392783	0,09	3,29

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,01	0,003	0,04	0,02	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,01	0,003	0,04	0,02	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,01	0,003	0,04	0,02	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,01	0,003	0,04	0,02	0,006

Tabela: A 3.24 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 28$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	13,80	1265	6,71	0,35	3,18	0,55	18,08	0,66	566	11460	67309	27581	18695	17318	399822	0,09	3,29
O-Xileno	10,11	1265	6,71	0,35	3,18	0,55	18,08	0,66	566	11460	67309	27581	18695	17318	399822	0,09	3,29
M-Xileno	15,28	1265	6,71	0,35	3,18	0,55	18,08	0,66	566	11460	67309	27581	18695	17318	399822	0,09	3,29
P-Xileno	13,95	1265	6,71	0,35	3,18	0,55	18,08	0,66	566	11460	67309	27581	18695	17318	399822	0,09	3,29

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,01	0,003	0,04	0,02	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,01	0,003	0,04	0,02	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,01	0,003	0,04	0,02	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,01	0,003	0,04	0,02	0,006

Tabela: A 3.25 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	13,80	1265	4,10	0,35	2,26	0,56	18,08	0,66	491	9865	46085	23970	17902	14914	309614	0,09	3,29
O-Xileno	10,11	1265	4,10	0,35	2,26	0,56	18,08	0,66	491	9865	46085	23970	17902	14914	309614	0,09	3,29
M-Xileno	15,29	1265	4,10	0,35	2,26	0,56	18,08	0,66	491	9865	46085	23970	17902	14914	309614	0,09	3,29
P-Xileno	13,96	1265	4,10	0,35	2,26	0,56	18,08	0,66	491	9865	46085	23970	17902	14914	309614	0,09	3,29

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006

Tabela: A 3.26 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 14$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	13,80	1265	4,45	0,35	2,38	0,56	18,08	0,66	501	10077	48933	24453	18012	15233	321727	0,09	3,29
O-Xileno	10,11	1265	4,45	0,35	2,38	0,56	18,08	0,66	501	10077	48933	24453	18012	15233	321727	0,09	3,29
M-Xileno	15,29	1265	4,45	0,35	2,38	0,56	18,08	0,66	501	10077	48933	24453	18012	15233	321727	0,09	3,29
P-Xileno	13,96	1265	4,45	0,35	2,38	0,56	18,08	0,66	501	10077	48933	24453	18012	15233	321727	0,09	3,29

Continuação

Compostos	r _{tt_d}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	A _f (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006

Tabela: A 3.27 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 21$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	13,80	1265	4,66	0,35	2,45	0,55	18,08	0,66	507	10201	50602	24736	18075	15421	328819	0,09	3,29
O-Xileno	10,11	1265	4,66	0,35	2,45	0,55	18,08	0,66	507	10201	50602	24736	18075	15421	328819	0,09	3,29
M-Xileno	15,29	1265	4,66	0,35	2,45	0,55	18,08	0,66	507	10201	50602	24736	18075	15421	328819	0,09	3,29
P-Xileno	13,96	1265	4,66	0,35	2,45	0,55	18,08	0,66	507	10201	50602	24736	18075	15421	328819	0,09	3,29

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	0,65	0,77	0,005	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
O-Xileno	0,65	0,77	0,005	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
M-Xileno	0,65	0,77	0,005	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
P-Xileno	0,65	0,77	0,005	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006

Tabela: A 3.28 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 5mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 28$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	13,80	1265	4,80	0,35	2,50	0,56	18,08	0,66	511	10290	51786	24937	18120	15555	333855	0,09	3,29
O-Xileno	10,11	1265	4,80	0,35	2,50	0,56	18,08	0,66	511	10290	51786	24937	18120	15555	333855	0,09	3,29
M-Xileno	15,29	1265	4,80	0,35	2,50	0,56	18,08	0,66	511	10290	51786	24937	18120	15555	333855	0,09	3,29
P-Xileno	13,96	1265	4,80	0,35	2,50	0,56	18,08	0,66	511	10290	51786	24937	18120	15555	333855	0,09	3,29

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,77	0,005	0,03	0,07	0,19	0,13	0,001	8,36	0,01	0,02	0,003	0,04	0,02	0,006

Tabela: A 3.29 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	12,39	1030	6,10	0,41	3,29	0,49	18,08	0,87	523	10819	59866	26135	18243	16333	366946	0,13	3,33
O-Xileno	9,07	1030	6,10	0,41	3,29	0,49	18,08	0,87	523	10819	59866	26135	18243	16333	366946	0,13	3,33
M-Xileno	13,71	1030	6,10	0,41	3,29	0,49	18,08	0,87	523	10819	59866	26135	18243	16333	366946	0,13	3,33
P-Xileno	12,52	1030	6,10	0,41	3,29	0,49	18,08	0,87	523	10819	59866	26135	18243	16333	366946	0,13	3,33

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,13	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,13	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,13	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,13	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.30 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 14$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	12,38	1029	6,63	0,40	3,49	0,49	18,08	0,87	537	11230	64056	27063	18393	16945	385488	0,13	3,34
O-Xileno	9,07	1029	6,63	0,40	3,49	0,49	18,08	0,87	537	11230	64056	27063	18393	16945	385488	0,13	3,34
M-Xileno	13,70	1029	6,63	0,40	3,49	0,49	18,08	0,87	537	11230	64056	27063	18393	16945	385488	0,13	3,34
P-Xileno	15,5	1029	6,63	0,40	3,49	0,49	18,08	0,87	537	11230	64056	27063	18393	16945	385488	0,13	3,34

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,07	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,07	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,07	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,07	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.31 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 21$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	12,37	1028	6,94	0,40	3,60	0,49	18,08	0,87	545	11472	66509	27609	18482	17306	396355	0,13	3,35
O-Xileno	9,06	1028	6,94	0,40	3,60	0,49	18,08	0,87	545	11472	66509	27609	18482	17306	396355	0,13	
M-Xileno	13,69	1028	6,94	0,40	3,60	0,49	18,08	0,87	545	11472	66509	27609	18482	17306	396355	0,13	
P-Xileno	12,50	1028	6,94	0,40	3,60	0,49	18,08	0,87	545	11472	66509	27609	18482	17306	396355	0,13	

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,04	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,04	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,04	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,04	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.32 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 28$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{lpdh}
Benzeno	12,37	1028	7,17	0,40	3,69	0,49	18,08	0,87	552	11645	68251	27997	18545	17564	404076	013	3036
O-Xileno	9,06	1028	7,17	0,40	3,69	0,49	18,08	0,87	552	11645	68251	27997	18545	17564	404076	013	3036
M-Xileno	13,69	1028	7,17	0,40	3,69	0,49	18,08	0,87	552	11645	68251	27997	18545	17564	404076	013	3036
P-Xileno	12,50	1028	7,17	0,40	3,69	0,49	18,08	0,87	552	11645	68251	27997	18545	17564	404076	013	3036

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,02	0,01	0,01	0,003	0,07	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,02	0,01	0,01	0,003	0,07	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,02	0,01	0,01	0,003	0,07	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,08	0,24	0,17	0,001	8,02	0,01	0,01	0,003	0,07	0,03	0,006

Tabela: A 3.33 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 7$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	C _{fix}	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	12,19	1014	4,35	0,43	2,68	0,48	18,08	0,91	477	9280	45791	22633	17746	14051	303325	0,15	3,29
O-Xileno	8,93	1014	4,35	0,43	2,68	0,48	18,08	0,91	477	9280	45791	22633	17746	14051	303325	0,15	3,29
M-Xileno	13,50	1014	4,35	0,43	2,68	0,48	18,08	0,91	477	9280	45791	22633	17746	14051	303325	0,15	3,29
P-Xileno	12,33	1014	4,35	0,43	2,68	0,48	18,08	0,91	477	9280	45791	22633	17746	14051	303325	0,15	3,29

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	A _f (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,26	0,19	0,001	8,35	0,009	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,26	0,19	0,001	8,35	0,009	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,26	0,19	0,001	8,35	0,009	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,26	0,19	0,001	8,35	0,009	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.34 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 14$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	12,41	1032	4,68	0,42	2,77	0,49	18,08	0,90	484	9709	48484	23615	17820	14679	316521	0,15	3,29
O-Xileno	9,09	1032	4,68	0,42	2,77	0,49	18,08	0,90	484	9709	48484	23615	17820	14679	316521	0,15	3,29
M-Xileno	13,74	1032	4,68	0,42	2,77	0,49	18,08	0,90	484	9709	48484	23615	17820	14679	316521	0,15	3,29
P-Xileno	12,55	1032	4,68	0,42	2,77	0,49	18,08	0,90	484	9709	48484	23615	17820	14679	316521	0,15	3,29

Continuação

Compostos	r _{tt_d}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,26	0,19	0,001	8,36	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,26	0,19	0,001	8,36	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,26	0,19	0,001	8,36	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,26	0,19	0,001	8,36	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.35 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 21$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	12,40	1031	4090	0,41	2,83	0,49	18,08	0,89	488	9872	50252	23986	17870	14949	324226	0,14	3,31
O-Xileno	9,08	1031	4090	0,41	2,83	0,49	18,08	0,89	488	9872	50252	23986	17870	14949	324226	0,14	3,31
M-Xileno	13,73	1031	4090	0,41	2,83	0,49	18,08	0,89	488	9872	50252	23986	17870	14949	324226	0,14	3,31
P-Xileno	12,53	1031	4090	0,41	2,83	0,49	18,08	0,89	488	9872	50252	23986	17870	14949	324226	0,14	3,31

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,24	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,24	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,24	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,24	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.36 – Estudo de Caso 2 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 28$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	C _{fix}	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	12,39	1030	5,06	0,41	2,87	0,49	18,08	0,88	491	9987	51508	24248	17905	15089	329691	0,14	3,33
O-Xileno	9,07	1030	5,06	0,41	2,87	0,49	18,08	0,88	491	9987	51508	24248	17905	15089	329691	0,14	3,33
M-Xileno	13,71	1030	5,06	0,41	2,87	0,49	18,08	0,88	491	9987	51508	24248	17905	15089	329691	0,14	3,33
P-Xileno	12,52	1030	5,06	0,41	2,87	0,49	18,08	0,88	491	9987	51508	24248	17905	15089	329691	0,14	3,33

Continuação

Compostos	r _{ttd}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	A _f (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,16	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,16	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,16	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,06	0,08	0,25	0,18	0,001	8,16	0,01	0,01	0,004	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.37 – Estudo de Caso 3 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 10$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	C _{fix}	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	10,57	1296	6,73	0,45	3,80	0,58	18,08	0,97	837	14523	76149	34393	21114	22119	463433	0,11	3,57
Tolueno	11,70	1296	6,73	0,45	3,80	0,58	18,08	0,97	837	14523	76149	34393	21114	22119	463433	0,11	3,57
Etilbenzeno	13,11	1296	6,73	0,45	3,80	0,58	18,08	0,97	837	14523	76149	34393	21114	22119	463433	0,11	3,57
O-Xileno	7,75	1296	6,73	0,45	3,80	0,58	18,08	0,97	837	14523	76149	34393	21114	22119	463433	0,11	3,57
M-Xileno	11,70	1296	6,73	0,45	3,80	0,58	18,08	0,97	837	14523	76149	34393	21114	22119	463433	0,11	3,57
P-Xileno	10,69	1296	6,73	0,45	3,80	0,58	18,08	0,97	837	14523	76149	34393	21114	22119	463433	0,11	3,57

Continuação

Compostos	r _{ttid}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,62	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,11	0,01	0,02	0,003	0,06	0,03	0,006
Tolueno	1,05	0,62	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,11	0,01	0,02	0,003	0,06	0,03	0,006
Etilbenzeno	1,05	0,62	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,11	0,01	0,02	0,003	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,62	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,11	0,01	0,02	0,003	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,62	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,11	0,01	0,02	0,003	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,62	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,11	0,01	0,02	0,003	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.38 – Estudo de Caso 3 – Otimizando Custo Fixo - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 10$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	10,57	1296	4,59	0,44	2,85	0,58	18,08	0,97	732	12353	56446	29582	20245	18843	374088	0,11	3,57
Tolueno	11,70	1296	4,59	0,44	2,85	0,58	18,08	0,97	732	12353	56446	29582	20245	18843	374088	0,11	3,57
Etilbenzeno	13,11	1296	4,59	0,44	2,85	0,58	18,08	0,97	732	12353	56446	29582	20245	18843	374088	0,11	3,57
O-Xileno	7,75	1296	4,59	0,44	2,85	0,58	18,08	0,97	732	12353	56446	29582	20245	18843	374088	0,11	3,57
M-Xileno	11,70	1296	4,59	0,44	2,85	0,58	18,08	0,97	732	12353	56446	29582	20245	18843	374088	0,11	3,57
P-Xileno	10,69	1296	4,59	0,44	2,85	0,58	18,08	0,97	732	12353	56446	29582	20245	18843	374088	0,11	3,57

Continuação

Compostos	r _{ttid}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,11	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006
Tolueno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,11	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006
Etilbenzeno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,11	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,11	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,11	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,11	0,01	0,01	0,003	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.39 – Estudo de Caso 3 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,30 e $X_o = 10$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	C _{fix}	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	12,19	1520	6,13	0,45	3,58	0,59	17,37	0,97	813	16077	71872	37797	20919	24322	459676	0,11	3,40
Tolueno	13,49	1520	6,13	0,45	3,58	0,59	17,37	0,97	813	16077	71872	37797	20919	24322	459676	0,11	3,40
Etilbenzeno	15,12	1520	6,13	0,45	3,58	0,59	17,37	0,97	813	16077	71872	37797	20919	24322	459676	0,11	3,40
O-Xileno	8,93	1520	6,13	0,45	3,58	0,59	17,37	0,97	813	16077	71872	37797	20919	24322	459676	0,11	3,40
M-Xileno	13,49	1520	6,13	0,45	3,58	0,59	17,37	0,97	813	16077	71872	37797	20919	24322	459676	0,11	3,40
P-Xileno	12,32	1520	6,13	0,45	3,58	0,59	17,37	0,97	813	16077	71872	37797	20919	24322	459676	0,11	3,40

Continuação

Compostos	r _{ttid}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	A _f (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,81	0,01	0,02	0,005	0,06	0,03	0,006
Tolueno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,81	0,01	0,02	0,005	0,06	0,03	0,006
Etilbenzeno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,81	0,01	0,02	0,005	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,81	0,01	0,02	0,005	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,81	0,01	0,02	0,005	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,65	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,18	0,001	7,81	0,01	0,02	0,005	0,06	0,03	0,006

Tabela: A 3.40 – Estudo de Caso 3 – Otimizando Custo Operacional - $\Delta P = 8mmHg$ EFM = 0,60 e $X_o = 10$ ppm (molar)

Compostos	S	QG	NP	ts	H _{col}	D _c	Ar(%)	ΔP	Pot _{bomb}	Pot _{sop}	C _{col}	C _{sopTotal}	C _{bomb}	COP	Cfix	r _{hwts}	r _{l_{pdh}}
Benzeno	12,19	1520	4,26	0,45	2,73	0,59	17,37	0,97	720	13883	54233	29603	20136	21028	377876	0,11	3,40
Tolueno	13,49	1520	4,26	0,45	2,73	0,59	17,37	0,97	720	13883	54233	29603	20136	21028	377876	0,11	3,40
Etilbenzeno	15,12	1520	4,26	0,45	2,73	0,59	17,37	0,97	720	13883	54233	29603	20136	21028	377876	0,11	3,40
O-Xileno	8,93	1520	4,26	0,45	2,73	0,59	17,37	0,97	720	13883	54233	29603	20136	21028	377876	0,11	3,40
M-Xileno	13,49	1520	4,26	0,45	2,73	0,59	17,37	0,97	720	13883	54233	29603	20136	21028	377876	0,11	3,40
P-Xileno	12,32	1520	4,26	0,45	2,73	0,59	17,37	0,97	720	13883	54233	29603	20136	21028	377876	0,11	3,40

Continuação

Compostos	r _{tt_d}	F _w	F _f	d _h	h _w	d _{cl}	h _{bc}	h _{bcw}	h _{ud}	Af (%)	A _h	A _{hmax}	A _{htr}	h _d	h _L	h σ
Benzeno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,82	0,1	0,01	0,005	0,06	0,03	0,006
Tolueno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,82	0,1	0,01	0,005	0,06	0,03	0,006
Etilbenzeno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,82	0,1	0,01	0,005	0,06	0,03	0,006
O-Xileno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,82	0,1	0,01	0,005	0,06	0,03	0,006
M-Xileno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,82	0,1	0,01	0,005	0,06	0,03	0,006
P-Xileno	1,05	0,50	0,85	0,005	0,05	0,09	0,26	0,17	0,001	7,82	0,1	0,01	0,005	0,06	0,03	0,006

ANEXO 4 - Carvão Ativado

Aqui abordaremos a composição , fabricação e o emprego do carvão ativado. Mostramos ainda uma simulação demonstrativa para a torre de carvão, apenas para podermos visualizar como a torre pode se comportar.

Carvão

O carbono elementar existe em três modificações alotrópicas, carbono amorfo, grafita e diamante, que podem ser empregados industrialmente. O carbono é quimicamente inerte e infusível à pressão atmosférica. O diamante e a grafita resistem à oxidação mesmo em temperaturas elevadas. Algumas aplicações dependem da inércia química do carbono. Por outro lado, o carbono amorfo adquire uma grande capacidade de adsorção seletiva, seja no estado gasoso seja no estado líquido.

O carbono industrial manufaturado é representado pelo negro de carvão, pelo negro de fumo, pelo carvão ativo, pela grafita e pelos diamantes industriais. O carvão ativo é o carbono amorfo que foi tratado com vapor de água e calor até adquirir grande afinidade para adsorver diversas substâncias.

Carvão Ativo

O carvão ativo assumiu, pela primeira vez posição como adsorvente nas máscaras contra gases durante a Primeira Grande Guerra. A primeira aplicação industrial desta propriedade só foi feita em 1794, quando foram adotados filtros de carvão numa refinaria de açúcar britânica.

Os carvões ativos podem ser divididos em duas classes: a dos usados para adsorção de gases e vapores, geralmente empregados em forma granular; e

a dos usados para a purificação de líquidos, quando é desejável ter o material em forma pulverulenta.

O fenômeno de adsorção é uma ação de superfície ou interface acompanhada por uma penetração nos poros ou capilares da partícula de carvão ativo. O carvão que é uma forma de carbono puro, com grande porosidade, apresenta propriedades notáveis que são atribuídas à sua energia superficial, devido à atração física que o carbono puro exerce sobre todas as impurezas e ao efeito de capilaridade que permite que as impurezas coloidais retidas encham os canais ou vazios do carvão.

Empregos

Não existe um tipo de carvão ativo que seja eficiente para todos os fins. Como descorante, o carvão ativo com área superficial muito grande e elevado volume de poros é centena de vezes mais eficiente que o carvão vegetal e pelo menos quarenta vezes mais eficiente do que o carvão animal. Estima-se que 2,3Kg de carvão ativo tenham uma área de adsorção de 3,2 Km² ou mais.

A quantidade de material adsorvida pelo carvão ativo é surpreendentemente grande, chegando no caso de substâncias como os vapores de gasolina, de benzeno ou de tetracloreto de carbono, a pesos que variam de um quarto até valores iguais ao peso do carvão adsorvente. A adsorção é um fenômeno físico que depende da área superficial e do volume dos poros, sendo um importante campo de aplicação o da recuperação industrial e o controle de vapores.

A Tabela: A.4.1 apresenta algumas aplicações para o carvão ativado, segundo SHREVE e BRINK (1997).

Tabela: A.4.1: Aplicações do Carvão Ativo

Adsorção de Gases ou de Vapores (Carvão Adsorvente)

1. Adsorvente em máscaras industriais e militares e em outros dispositivos.
 2. Recuperação de gasolina a partir do gás natural.
 3. Recuperação do benzol a partir do gás fabricado.
 4. Recuperação de solvente vaporizado em processos industrial, como na fabricação de raíom, de produtos de borracha, de couro artificial, de folhas transparentes para embalagem, de películas para filmes, de pólvora sem fumaça e de plástico, e também na impressão de rotogravura, na lavagem de tecidos a seco, no desengraxamento de metais, na extração por solventes, na fermentação, etc.
 5. Remoção de impurezas de gases, como o nitrogênio, o hidrogênio, o hélio, o acetileno, o amoníaco, o dióxido de carbono e o monóxido de carbono.
 6. Remoção de compostos orgânicos do enxofre, remoção do H₂S e de outras impurezas de gás de combustão ou de gás de síntese (usualmente impregnado com sais de Fe ou de Cu).
 7. Remoção de odores do ar no condicionamento do ar, na purificação de ambientes, etc.
 8. Absorção de emanções radioativas de reatores nucleares durante um tempo suficiente, para que descaiam completamente enquanto estiverem fixadas no leito de carvão ativo.
-

Fonte: SHREVE e BRINK, 1997.

Fabricação

Muitos materiais carbonáceos podem ser usados na fabricação do carvão ativo entre eles estão o coque de petróleo, a serragem, o linhito, o piche, a madeira, o carvão vegetal, a casca de cocos e os caroços de frutas. As propriedades do produto acabado dependem não apenas da matéria-prima, mas também do método de ativação utilizado. Os carvões adsorventes de vapor são

usados na forma de grânulos e se obtêm de cascas de cocos, caroços de frutas e carvão mineral ou vegetal em briquetes.

A ativação do carvão é uma modificação física em que a superfície das partículas é aumentada pela remoção de hidrocarbonetos, existindo vários métodos para esta ativação. O método mais utilizado é o do tratamento de material carbonoso com gases oxidantes, como ar, vapor de água ou dióxido de carbono, e o da carbonização da matéria-prima em presença de agentes químicos, como o cloreto de zinco e o ácido fosfórico. A ativação por oxidação emprega material que foi carbonizado a uma temperatura elevada para remover a maior parte dos constituintes voláteis, mas não bastante alta para craquear os gases desprendidos. O material carbonizado fica sujeito à ação do gás oxidante, usualmente vapor de água ou dióxido de carbono, numa retorta ou forno a 802 ou 982°C. As condições são controladas para permitir a remoção de todos os hidrocarbonetos adsorvidos e parte do carvão, de modo a aumentar a área superficial. O uso de agentes químicos impregnantes permite o avanço da carbonização em condições que impedem a deposição dos hidrocarbonetos sobre a superfície exposta. A matéria-prima, serragem ou piche, é misturado, com o agente químico, seco e calcinado em temperatura até 849°C. Quando a carbonização está completa, remove-se o agente residual impregnante por lixiviação com água.

Reativação

Depois do carvão ativo ficar saturado com um vapor ou com um corante adsorvido, o vapor pode ser expelido, condensado e recuperado, ou o corante pode ser destruído e o carvão reutilizado. O exemplo mais antigo deste processo usa o carvão descorante, conhecido há muito tempo como *carvão de ossos*. É constituído por cerca de 10% de carvão depositado numa estrutura de fosfato tricálcico e se obtém pela carbonização de ossos desengordurados, em retortas fechadas, entre 749 a 949°C (SHREVE e BRINK, 1997).

Comportamento do Benzeno

Foi realizada uma simulação para uma coluna de carvão ativado, apenas para podermos visualizar o comportamento da mesma. A simulação foi realizada em FORTRAN e apenas para o Benzeno, visto que este Composto Aromático é o mais limitante para emissão na atmosfera cerca de 1 ppm. A Simulação está apresentada na Tabela: A .4.2 e as simulações para a perda de carga máxima admissível é demonstrada na Tabela: A .4.3.

Dados de entrada:

- Para a Coluna de Carvão:

L = comprimento total do leito fixo = 10 m

D_c = diâmetro da coluna = 4 m

Os dados abaixo foram obtidos a partir de dados fornecidos pelo LUC – Laboratório de Uso Comum da Faculdade de Engenharia Química da Unicamp.

D_p = diâmetro da partícula de carvão = 0,50 mm

e_l = porosidade do leito = 0,35

e_p = porosidade da partícula = 0,50

k_p = constante de equilíbrio de adsorção linear = 0,03791 gmol/gmol

A vazão volumétrica requerida de ar e a concentração inicial do Benzeno foi obtida através de uma simulação realizada no GAMS.

Q_G = vazão volumétrica da fase gasosa = 250 m³/h .

- Para o Benzeno:

A difusividade do Benzeno foi calculada através da equação descrita em CREMASCO (1998).

D_k = difusividade de Knudsen = 0,00230 cm²/s

Co = concentração inicial do Benzeno = 282 ppm (base molar).

Tabela: A.4. 2 – Comportamento do Benzeno na Saída da Torre de Carvão Ativo

ti(s)=	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	1458.886847	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	2917.773693	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	4376.660540	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	5835.547386	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	7294.434233	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	8753.321079	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	10212.207926	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	11671.094772	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	13129.981619	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	14588.868465	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	16047.755312	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	17506.642158	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	18965.529005	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	20424.415851	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	21883.302698	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	23342.189544	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	24801.076391	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	26259.963237	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	27718.850084	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	29177.736930	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	30636.623777	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	32095.510624	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	33554.397470	cl (mg/m3) =	0.000000	cl (mg/m3) =	0.000000
ti(s)=	35013.284317	cl (mg/m3) =	0.048224	cl (mg/m3) =	0.000000

ti(s)= 36472.171163	cl (mg/m3) = 571.370421	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 37931.058010	cl (mg/m3) = 974.054972	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 39389.944856	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 40848.831703	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 42307.718549	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 43766.605396	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 45225.492242	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 46684.379089	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 48143.265935	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 49602.152782	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 51061.039628	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 52519.926475	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 53978.813321	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 55437.700168	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 56896.587014	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 58355.473861	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 59814.360707	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 61273.247554	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 62732.134401	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 64191.021247	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 65649.908094	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 67108.794940	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 68567.681787	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000000
ti(s)= 70026.568633	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 0.000012
ti(s)= 71485.455480	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 1.921214
ti(s)= 72944.342326	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 545.712308
ti(s)= 74403.229173	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 973.139630
ti(s)= 75862.116019	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 974.074508

ti(s)= 77321.002866	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 974.074515
ti(s)= 78779.889712	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 974.074515
ti(s)= 80238.776559	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 974.074515
ti(s)= 81697.663405	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 974.074515
ti(s)= 83156.550252	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 974.074515
ti(s)= 84615.437098	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 974.074515
ti(s)= 86074.323945	cl (mg/m3) = 974.074515	cl (mg/m3) = 974.074515

acumulado na coluna (Hermite) = 4973602.703922

acumulado na coluna (Euler) = 4978581.058242

capacidade da coluna (teórica) = 4978581.058242

Tabela: A.4. 3 - Comportamento da Pressão na Coluna de Carvão Ativo

P = 111457.50	N/m2
P = 111457.49	N/m2
P = 111457.49	N/m2
P = 111457.48	N/m2
P = 111457.48	N/m2
P = 111457.47	N/m2
P = 111457.46	N/m2
P = 111457.46	N/m2
P = 111457.45	N/m2
P = 111457.44	N/m2
P = 111457.44	N/m2
P = 111457.43	N/m2
P = 111457.43	N/m2
P = 111457.42	N/m2
P = 111457.41	N/m2
P = 111457.41	N/m2
P = 111457.40	N/m2
P = 111457.40	N/m2
P = 111457.39	N/m2
P = 111457.38	N/m2
P = 111457.38	N/m2
P = 111457.37	N/m2
P = 111457.37	N/m2
P = 111457.36	N/m2
P = 111457.35	N/m2
P = 111457.35	N/m2
P = 111457.34	N/m2
P = 111457.33	N/m2
P = 111457.33	N/m2
P = 111457.32	N/m2
P = 111457.32	N/m2
P = 111457.31	N/m2
P = 111457.30	N/m2
P = 111457.30	N/m2
P = 111457.29	N/m2
P = 111457.29	N/m2
P = 111457.28	N/m2
P = 111457.27	N/m2
P = 111457.27	N/m2
P = 111457.26	N/m2
P = 111457.25	N/m2
P = 111457.25	N/m2
P = 111457.24	N/m2
P = 111457.24	N/m2
P = 111457.23	N/m2
P = 111457.22	N/m2
P = 111457.22	N/m2
P = 111457.21	N/m2
P = 111457.21	N/m2
P = 111457.20	N/m2
P = 111457.19	N/m2
P = 111457.19	N/m2
P = 111457.18	N/m2
P = 111457.17	N/m2
P = 111457.17	N/m2
P = 111457.16	N/m2

P = 111457.16 N/m2
P = 111457.15 N/m2
P = 111457.14 N/m2
P = 111457.14 N/m2
P = 111457.13 N/m2
P = 111457.13 N/m2
P = 111457.12 N/m2
P = 111457.11 N/m2
P = 111457.11 N/m2
P = 111457.10 N/m2
P = 111457.10 N/m2
P = 111457.09 N/m2
P = 111457.08 N/m2
P = 111457.08 N/m2
P = 111457.07 N/m2
P = 111457.06 N/m2
P = 111457.06 N/m2
P = 111457.05 N/m2
P = 111457.05 N/m2
P = 111457.04 N/m2
P = 111457.03 N/m2
P = 111457.03 N/m2
P = 111457.02 N/m2
P = 111457.02 N/m2
P = 111457.01 N/m2
P = 111457.00 N/m2
P = 111457.00 N/m2
P = 111456.99 N/m2
P = 111456.98 N/m2
P = 111456.98 N/m2
P = 111456.97 N/m2
P = 111456.97 N/m2
P = 111456.96 N/m2
P = 111456.95 N/m2
P = 111456.95 N/m2
P = 111456.94 N/m2
P = 111456.94 N/m2
P = 111456.93 N/m2
P = 111456.92 N/m2
P = 111456.92 N/m2
P = 111456.91 N/m2
P = 111456.90 N/m2
P = 111456.90 N/m2
P = 111456.89 N/m2
P = 111456.89 N/m2

delta_P = 0.005 mmHg
