

UNIVERSIDADE SANTA CECÍLIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA

FERNANDO HENRIQUE VILELA

**INFLUÊNCIA DO POSICIONAMENTO DO DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO NA
EFICIÊNCIA DE ABSORÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO EM TORRE DE
ABSORÇÃO**

SANTOS/SP

2014

FERNANDO HENRIQUE VILELA

**INFLUÊNCIA DO POSICIONAMENTO DO DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO NA
EFICIÊNCIA DE ABSORÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO EM TORRE DE
ABSORÇÃO**

Dissertação apresentada à Universidade Santa Cecília como parte dos requisitos para obtenção do título de mestre no Programa de Pós- Graduação em Engenharia Mecânica, sob orientação da Profa. Dra. Marlene Silva de Moraes e coorientação Prof. Dr. Deovaldo de Moraes Júnior.

SANTOS/SP

2014

Autorizo a reprodução parcial ou total deste trabalho, por qualquer que seja o processo, exclusivamente para fins acadêmicos e científicos.

VILELA, Fernando Henrique.

Influência do posicionamento do distribuidor de líquido na eficiência de absorção de dióxido de carbono em torre de absorção / Fernando Henrique Vilela - 2014.
106p.

Orientadora: Marlene Silva de Moraes.

Coorientador: Deovaldo de Moraes Junior.

Dissertação (Mestrado) -- Universidade Santa Cecília, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Santos, SP, 2014.

1. Distribuidor de líquido. 2. Coeficiente de transferência de massa. 3. Gás carbônico 4. Coluna de absorção. 5. Espinha de peixe. 6. Lavador de gás. I. Moraes, Marlene Silva, II. Moraes Jr., Deovaldo. III. Influência do posicionamento do distribuidor de líquidos na eficiência de absorção de dióxido de carbono em torre de absorção.

Elaborada pelo SIBi – Sistema Integrado de Bibliotecas - Unisant

DEDICATÓRIA

Dedico todo o meu trabalho e esforço na busca pelo conhecimento à minha avó Luzia Serra “in memoriam” e aos meus filhos Pedro Henrique e Lívia para que sirva de incentivo em busca de um futuro melhor.

AGRADECIMENTOS

Agradeço,

A Deus e a Minha Nossa Senhora de Aparecida a quem entrego a minha fé e a minha devoção.

À minha avó Luzia Serra que quando eu ainda bebê, me acolheu e me criou, tudo que sou e que venha a ser, será porque que Deus colocou esse anjo em minha vida me lapidando da sua maneira mais simples e humilde para ser um homem de caráter. A minha ex-esposa Claudia pela compreensão durante a nossa caminhada juntos e que por intermédio de Deus geramos, com muito amor, dois frutos abençoados, Pedro Henrique e Lívia aos quais ofereço a minha vida.

À minha orientadora Professora Dra. Marlene Silva de Moraes meu mais profundo agradecimento pelo incentivo e confiança, me ajudando e ensinando como se fosse um filho.

Ao Professor Dr. Deovaldo Moraes Júnior pelo capricho e emoção ao transferir seus conhecimentos da forma mais bonita e compreensível.

A todos os componentes do Laboratório de Operações Unitárias, Volnei de Lemos, Gilmar Alcântara e Irineu Pena da Ressurreição, sempre dispostos a ajudar.

Aos graduandos e, estagiários que me auxiliaram durante toda a pesquisa.

Ao Professor Mauricio Andrade Nunes pela ajuda no desenvolvimento do programa para os cálculos referentes ao coeficiente global de transferência de massa.

Às secretárias do curso de Mestrado, Sandra Helena Aparecida de Araujo e Imaculada Conceição Scorza de Sousa pela atenção, auxílio e pronto atendimento dispensado.

RESUMO

A eficiência de uma coluna de absorção de gás depende da distribuição inicial do líquido descendente dentro da unidade. O estudo da distância entre o distribuidor de líquidos e o recheio, assim como o projeto e operação de distribuidores de líquidos e, particularmente, suas interações com o recheio e a absorção de dióxido de carbono (CO_2), ainda são áreas relativamente inexploradas e com pouca literatura. Os distribuidores são divididos em dois grupos, distribuidores gravitacionais e pressurizados. Os objetivos do presente trabalho foram dimensionar e avaliar dois tipos de distribuidores pressurizados: o espinha de peixe e o tubo central. Foi empregado uma unidade experimental para absorção contínua do gás dióxido de carbono em água. Os experimentos foram realizados variando-se a altura do distribuidor em zero, meio e uma vez o diâmetro da coluna em relação ao recheio de Rasching e três vazões de água em 0,2 L/min, 0,8 L/min e 1,4 L/min, afim de determinar a melhor eficiência dos pares CO_2 e H_2O em operação contracorrente. Os resultados demonstraram que a porcentagem de recuperação de CO_2 foi 30% maior quando se utilizou o distribuidor tipo espinha de peixe na altura de uma vez o diâmetro da coluna distante do recheio.

Palavras chave: distribuidores de líquidos, coeficiente de transferência de massa, dióxido de carbono, coluna de absorção, espinha de peixe, lavador de gás

ABSTRACT

The efficiency of a gas absorption column depends on the initial distribution of descending liquid within the unit. The study of the distance between the liquid distributor and the packing rings, as well as the design and operation of liquid distributors and particularly its interactions with the packing and the absorption of carbon dioxide (CO_2), are still relatively unexplored areas with not too much in the literature. The distributors are divided into two groups, the gravity and pressurized distributors. The objectives of this study were to measure and evaluate two types of pressurized distributors: the fishbone type and the central tube one. An experimental unit was employed for continuous absorption of carbon dioxide gas in water. The experiments were performed by varying the distance of the distributor at zero, half and one times the column diameter in relation to the Rasching ring packing and water flows were varied from 0.2 L/min, 0.8 L/min and 1.4 L/min in order to determine the best efficiency in the pair of CO_2 and H_2O in the countercurrent operation. The results showed that the percentage of CO_2 recovery was higher when used the fishbone type distributor one time the diameter of column from the Rasching ring packing.

Keywords: liquid distributors, mass transfer coefficient, carbon dioxide, absorption column, fishbone distributor, gas scrubber

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1	Distribuidor em tubo	16
Figura 2a	Distribuidor canal Weir	17
Figura 2b	Distribuidor de bicos aspersores	17
Figura 2c	Distribuidor tipo chuveiro	18
Figura 2d	Distribuidor de chapa perfurada	18
Figura 3	Distribuidor de chapa perfurada	19
Figura 4	Distribuidor de chapa perfurada	20
Figura 5	Tipo de distribuidor com vertedores modelo Chaminé	21
Figura 6	Tipo de distribuidor com vertedores modelo Chaminé	22
Figura 7	Tipos de distribuidores com vertedores de calha	23
Figura 8	Tipo de distribuidor com tubos perfurados	24
Figura 9	Torre de absorção	26
Figura 10	Principais tecnologias para captura de CO ₂	27
Figura 11	Diagrama esquemático de um processo de absorção química a base de amina para captura de CO ₂	31
Figura 12	Processos de remoção de gases poluentes	33
Figura 13	As concentrações médias anuais de CO ₂ na atmosfera e nas camadas superiores de gelo da Antártida entre 1010-1960	40
Figura 14	As concentrações médias anuais de CO ₂ na atmosfera com base em medições diretas no Observatório Mauna Loa 1960-2014 (Dr. Pieter Tans, NOAA / ESRL)	41
Figura 15	Efeito estufa	42
Figura 16	Notação empregada na coluna de absorção	48
Figura 17	Esboço do distribuidor de líquidos	58
Figura 18	Distribuidor de líquido tipo espinha de peixe, medida lateral	59
Figura 19	Distribuidor de líquido tipo espinha de peixe, medida central	59
Figura 20	Distribuidor de líquido, tipo espinha de peixe acoplado ao espelho	60
Figura 21	Distribuidor de líquidos tipo “tubulão”	61
Figura 22	Diagrama da coluna de absorção original	62
Figura 23	Foto da manutenção nos anéis plásticos de Rasching de 3/8”	63
Figura 24	Espelho antigo e quebrado	64
Figura 25	Espelho novo	64
Figura 26	Espelho novo	65
Figura 27	Diagrama da coluna de absorção com as melhorias	66
Figura 28	Unidade de absorção	67
Figura 29	Esboço do posicionamento dos distribuidores de líquido em relação ao recheio para três vazões cada	68
Figura 30	Esboço e resultados dos experimentos executados com a vazão do soluto a 0,2 L/min	72
Figura 31	Esboço e resultados dos experimentos executados com a vazão do soluto a 0,8 L/min	73
Figura 32	Esboço e resultados dos experimentos executados com a vazão do soluto a 1,4 L/min	74
Figura 33	Gráfico da porcentagem de recuperação de CO ₂ em função da vazão com distribuidor do tipo tubulão	75

Figura 34	Gráfico da porcentagem de recuperação de CO ₂ em função da vazão com distribuidor tipo espinha de peixe	75
Figura 35	Gráfico do coeficiente global de transferência de massa K _y a em função da vazão com distribuidor tipo tubulão	76
Figura 36	Gráfico do coeficiente global de transferência de massa K _y a em função da vazão com distribuidor tipo espinha de peixe	76
Figura 37	Gráfico da porcentagem de CO ₂ retido na água em função da vazão com distribuidor tipo tubulão	77
Figura 38	Gráfico da porcentagem de CO ₂ retido na água em função da vazão com distribuidor tipo espinha de peixe	78

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Comparação entre solvente físico e solvente químico	29
Tabela 2	Comparação entre MEA e MDEA no processo de captura de CO ₂	37

NOMENCLATURA

a	Área interfacial por unidade de volume de recheio (m^2/m^3)
$^{\circ}C$	Graus Celsius
CFC	Clorofluorcarbonato
CO_2	Dióxido de Carbono
DEA	Dietanolamina
D_i	Diâmetro interno
DGA	Aminoetoxietanol (diglicolamina)
DIPA	Diisopropilamina
f	Fator da solução de NaOH
GNL	Gás Natural Liquefeito
H	Constante de Henry, atm/fração molar
H_{OG}	Altura de uma unidade de transferência (AUT), m
HETP	("Height Equivalent to a Theoretical Plate") altura equivalente a um prato teórico
H_2S	Ácido Sulfídrico
in.	Polegadas ("inch")
IPCC	Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climática
K	Graus Kelvin
K_ya	Coefficiente Global de Transferência de Massa
L	Vazão molar do líquido absorvente, água
M	Massa molar do gás (g/mol)
m	Metro
MDEA	Metildietanolamina
MEA	Monoetanolamina
min	Minuto
mm	Milímetro
N	Normalidade da solução de NaOH
n	Número de furos
NO_2	Óxido nítrico
N_{OG}	Número de unidades de transferência (NUT), adimensional
Pa	Unidade padrão de pressão, Pascal
P_A	É a pressão parcial de A na fase gasosa, atm
P_{atm}	Pressão atmosférica
ppm	Partes por milhão
PR	Porcentagem de recuperação
PSA	(Pressure Swing Adsorption) Adsorção com alternância de pressão
Q_{ar}	Vazão volumétrica do ar (L/min)
Q_{CO_2}	Vazão de dióxido de carbono
Q_{sv}	Vazão volumétrica do líquido absorvente, (L/min)
S	Seção transversal da coluna
T_{ar}	Temperatura de entrada do ar
TEA	Trietanolamina
V	Vazão molar do gás inerte ar (mol/min)
V_l	Volume em litro
VPSA	(Vacuum pressure swing adsorption) Adsorção com alternância de pressão no vácuo

W_{ar}	Vazão mássica do ar (gal/min)
W_{sv}	Vazão mássica do solvente (gal/min)
X	mol de soluto (CO_2) por mol de absorvente (H_2O) isento de soluto; X_T Topo; X_B Base
X_A	É a fração molar de A na fase líquida, mol A/mol solução
Y	Mol de soluto por mol de gás isento de soluto = Y_T Topo; Y_B Base
Y^*	Concentração do gás em equilíbrio com o líquido de concentração X
y	Fração molar do CO_2 na fase gás
Z	Altura do recheio da coluna de absorção
ρ_{ar}	Densidade do ar (g/m^3)
ρ_{sv}	Densidade do solvente (g/m^3)
ρ_{H_2O}	Densidade da água (g/m^3)
ρ_{Hg}	Densidade do mercúrio (g/m^3)

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	13
1.1	GENERALIDADES	13
1.2	OBJETIVO	13
2	REVISÃO DA LITERATURA	14
2.1	DISTRIBUIDORES DE LÍQUIDOS	14
2.1.1	DISTRIBUIDORES DE CHAPAS PERFURADAS	19
2.1.2	DISTRIBUIDORES TIPO VERTEDOR DE CHAMINÉ E CALHA	20
2.1.3	DISTRIBUIDORES COM TUBOS PERFURADOS	24
2.2	ABSORÇÃO	26
2.3	OS AVANÇOS NA TECNOLOGIA DE REMOÇÃO DE GASES	30
2.4	TRATAMENTO DE GASES E OS PROCESSOS PARA REMOÇÃO DAS IMPUREZAS	32
2.4.1	ABSORVENTES	32
2.5	PROPRIEDADE DOS ABSORVENTES	34
2.5.1	CAPACIDADE DE ABSORÇÃO	34
2.5.2	SELEÇÃO DO ABSORVENTE	34
2.5.3	PRESSÃO DO VAPOR SATURADO	34
2.5.4	PONTO DE EBULIÇÃO	35
2.5.5	PONTO DE CONGELAMENTO	35
2.5.6	DENSIDADE DO ABSORVENTE	35
2.5.7	VISCOSIDADE DO ABSORVENTE	36
2.5.8	ESTABILIDADE TERMOQUÍMICA	36
2.5.9	ABSORVENTES PARA CAPTURA DE CO ₂	36
2.5.10	ÁGUA COMO ABSORVENTE	38
2.6	DIÓXIDO DE CARBONO E O EFEITO ESTUFA	39
2.7	TORRES RECHEADAS	43
3	MATERIAL E MÉTODOS	46
3.1	FUNDAMENTOS TEÓRICOS	46
3.2	MATERIAL	57
3.2.1	PROJETO E DESENHO DO DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO TIPO “ESPINHA DE PEIXE”	57
3.2.2	DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDOS TIPO “TUBULÃO”	61
3.3	COLUNA DE ABSORÇÃO E ACESSÓRIOS	62
3.3.1	APARELHAGEM	67
3.4	MÉTODO	68
3.5	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	69
3.5.1	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA OBTENÇÃO DO K _{ya}	69
3.5.2	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA PREPARAÇÃO DA SOLUÇÃO DE NaOH 0,01 N	71
3.5.3	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA PADRONIZAÇÃO DA SOLUÇÃO DE NaOH 0,01 N	71
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	72
5	CONCLUSÃO E SUGESTÕES	74
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	79
	APÊNDICE	91

APÊNDICE A	RESULTADOS DOS EXPERIMENTOS UTILIZANDO O DISTRIBUIDOR TIPO TUBO CENTRAL OU “TUBULÃO”	91
APÊNDICE B	RESULTADOS DOS EXPERIMENTOS UTILIZANDO O DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDOS TIPO “ESPINHA DE PEIXE”	92
APÊNDICE C	RESULTADOS DAS REPETIÇÕES DOS EXPERIMENTOS UTILIZANDO O DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDOS TIPO TUBO CENTRAL OU “TUBULÃO”	93
APÊNDICE D	RESULTADOS DAS REPETIÇÕES DOS EXPERIMENTOS UTILIZANDO O DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDOS TIPO “ESPINHA DE PEIXE”	94
APÊNDICE E	PLANILHA DESENVOLVIDA PARA EFETUAR OS CÁLCULOS DE K_{ya}	95
APÊNDICE F	CÁLCULO PASSO A PASSO PARA OBTENÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA K_{ya}	96

1. INTRODUÇÃO

1.1 GENERALIDADES

O distribuidor de líquidos é um sistema mecânico instalado, normalmente, no topo de equipamentos para melhorar o contato de fluídos e sólidos. É comumente empregado em coluna de destilação, filtro, forno, centrífuga, queimador de gás, coluna de absorção para retenção de líquidos e gases.

O dióxido de carbono, (gás carbônico, CO_2), um dos responsáveis pelo efeito estufa no planeta Terra, pode ser retido em água por uma coluna de absorção por diferença de solubilidade (DAINTITH, 2010).

A eficiência de retenção do CO_2 em água por uma coluna de absorção pode ser quantificada experimentalmente pelo coeficiente de transferência de massa (MORAES JR, 2004; WARDHAUGH, 2014).

A literatura é carente de dados que relacionam o tipo de distribuidor com a eficiência de absorção.

1.2 OBJETIVO

O trabalho teve como objetivo projetar dois tipos de distribuidores de líquidos, tubo central e espinha de peixe, visando quantificar experimentalmente o teor de dióxido de carbono na água em função dos dois distribuidores e determinar o coeficiente global de transferência de massa no equipamento. Empregou-se uma coluna experimental contínua, numa operação contracorrente com água como solvente.

2 REVISAO DA LITERATURA

No presente capítulo é apresentada uma revisão da literatura de distribuidores de líquidos, a absorção a partir de um sistema CO_2 e H_2O e os fundamentos básicos de transferência de massa em torre de absorção. A ideia principal desse capítulo, não é apresentar todos os artigos ou anais publicados sobre o assunto, mas sim, realizar uma visão geral de procedimentos, de escolha dos mais adequados e de fabricação existentes para, um fácil entendimento do que se pode encontrar na literatura.

2.1 DISTRIBUIDORES DE LÍQUIDOS

O desempenho eficaz de uma coluna de absorção depende em manter-se um fluxo uniforme do líquido por toda a coluna, e uma perfeita distribuição de líquido inicial é primordial. Uma vez que o solvente é alimentado pelo topo da coluna, é conhecido que o distribuidor de líquidos seja uma peça de extrema importância, pois será ele o responsável pela molhabilidade do recheio. Os distribuidores são divididos em dois grupos, distribuidores gravitacionais e pressurizados. Vários projetos de distribuidores podem ser usados, desde o uso para colunas de pequeno diâmetro de um tubo aberto central de alimentação, ou uma coluna equipada com bico spray, pode muito bem ser adequado (ALBRIGHT, 2009). Já para colunas maiores são necessários projetos mais elaborados para garantir uma boa distribuição em todas as taxas de fluxo de líquido. Entre os modelos mais utilizados estão os distribuidores tipo espinha de peixe, vertedor de chaminé e calha com distribuidores de chapa perfurada e chaminé, distribuidores com tubos perfurados, e distribuidores com bicos aspersores (spray) que pode ser afirmado por (MORAES, 2008).

Ludwig (1997) e Coker (2010), explanam que o desempenho da torre de absorção está diretamente ligada ao distribuidor de líquidos.

Rukovena e Cai, (2008), a partir de estudos afirmaram que é fundamental avaliar corretamente o potencial de incrustação durante o projeto do distribuidor, para eles, por exemplo, evitando pequenos orifícios de fácil obstrução, filtrando a alimentação, para evitar a entrada de sólidos nos

distribuidores de líquido, nenhuma alimentação gotejando ou com ar no sistema, (os gases podem chegar ao distribuidor de líquido); verificando sistematicamente o padrão de irrigação utilizando como método a análise de círculo. Rukovena (2009), vai mais além e fala sobre chave para o sucesso do projeto e operação dos distribuidores de líquidos, afirmando que a falta de pequenos detalhes durante o projeto e instalação do distribuidor pode causar desde uma pequena perda de eficiência da coluna a uma catástrofe. Roy (2005), em seu trabalho utilizando raios gama por meio de tomografia computadorizada concluiu que a distribuição da vazão é função do projeto do distribuidor de líquidos. Luna-Mejias (2013), afirma o que foi dito por Rukovena, (2009), e acrescenta a importância de testar os distribuidores antes de começar o desenvolvimento de uma unidade de coluna de absorção, criando alguns procedimentos básicos de testes para cada tipo de distribuidor. Bonilla (1993), dedicou seu estudo para a descrição de problemas relacionados à má distribuição de líquido em sistemas empacotados, ressaltando a importância de uma boa distribuição de líquidos em especial no caso dos sistemas de superfície altamente estendidos como embalagens estruturados. Bonilla reafirma tudo que foi dito antes e descreve a avaliação, projeto e os procedimentos para testes de distribuidores.

Kosyrev e Zhivaikin (1990), falam sobre os distribuidores do tipo tubular, Figura 1, estes distribuidores são fabricados através de vários métodos, como por ensaios, por estampagem e subsequente dobrados sobre um tambor. As peças estampadas são retangulares ou em forma de T, com dois cortes transversais. O distribuidor acabado tem propriedades elásticas. Durante a instalação do distribuidor, a parte inferior do mesmo é inserida dentro do tubo e é firmemente preso, enquanto que para a remoção do distribuidor é necessário que seja ligeiramente comprimido e, em seguida, pode ser facilmente retirado do tubo.

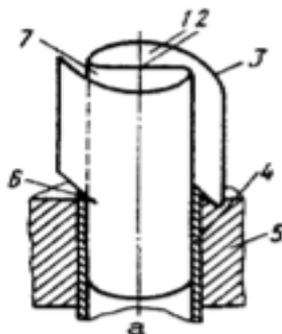


Figura 1 - Distribuidor em tubo.
(Fonte: KOSYREV e ZHIVAIAKIN, 1990)

Pavlenko et al., (2009), usando dois distribuidores iguais, simularam a partir do tamponamento de uma coluna de furos de um dos distribuidores, a má distribuição do líquido em uma coluna de recheio estruturada, concluindo assim, que o aparecimento da má distribuição inicial como uma grande região localizada resulta em um aumento da má distribuição do líquido no interior da coluna e diminui significativamente a eficiência de separação da mistura.

Será visto o efeito da altura e do tipo de distribuidor de líquido sobre o desempenho de torres recheadas aleatória. Kunesh, (1985), através de sua pesquisa científica mostrou que a distribuição de líquido é ainda mais importante para a eficiência de colunas recheadas do que se acreditava anteriormente, Kunesh utilizou um "distribuidor de líquido ajustável", que permitiu alterar a distribuição em uma coluna de absorção em funcionamento, as conclusões foram de que descontinuidades e fluxos zonais tem o impacto mais grave na eficiência de absorção de CO_2 . Para se ter uma ideia da importância do distribuidor de líquido, o número de estágios teóricos necessários é calculado com um dado da proporção do vapor para o líquido (L / V). Qualquer desvio desta proporção causada pela má distribuição do líquido afeta negativamente absorção. Esta falta de separação muitas vezes é, erroneamente interpretada como baixa eficiência do recheio, ou seja, uma altura equivalente maior do que o esperado do prato teórico (HETP).

Colunas com vários estágios ou individuais, se faz necessário um distribuidor para cada estágio. Uma coluna de absorção ou destilação com distribuição de líquido central, necessita de pelo menos dois estágios. Tem-se casos onde o custo do distribuidor de líquido pode aproximar-se do recheio. Pode-se escolher a partir de vários tipos diferentes de distribuidor de líquido,

incluindo de orifício, de pressão, de chapa perfurada e chaminé, distribuidores com bicos aspersores (spray) e distribuidores de tubos perfurados e podem ser vistos nas Figuras 2a, 2b, 2c e 2d (ALBRIGHT, 2009; TOWLER, 2013).

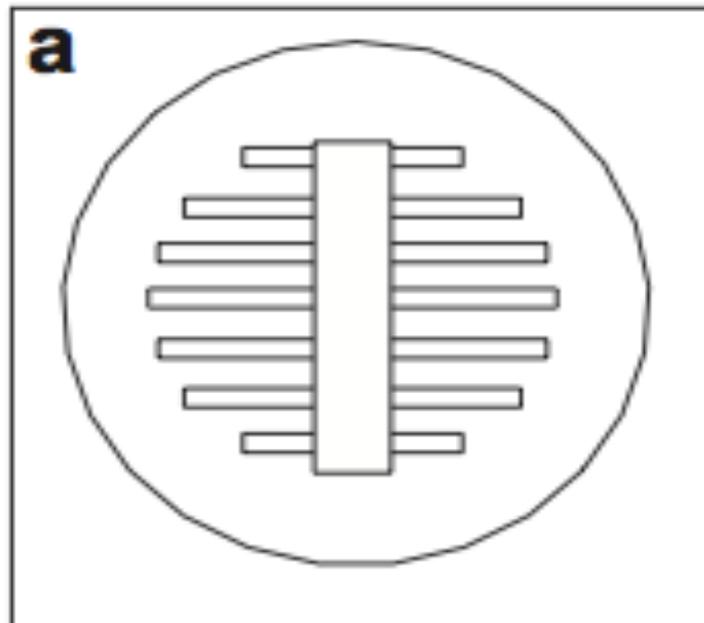


Figura 2a - Distribuidor canal Weir.

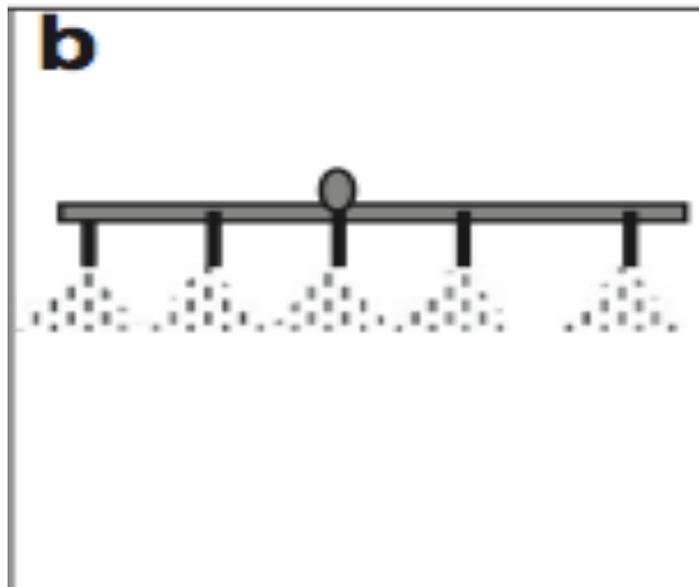


Figura 2b - Distribuidor de bicos aspersores.

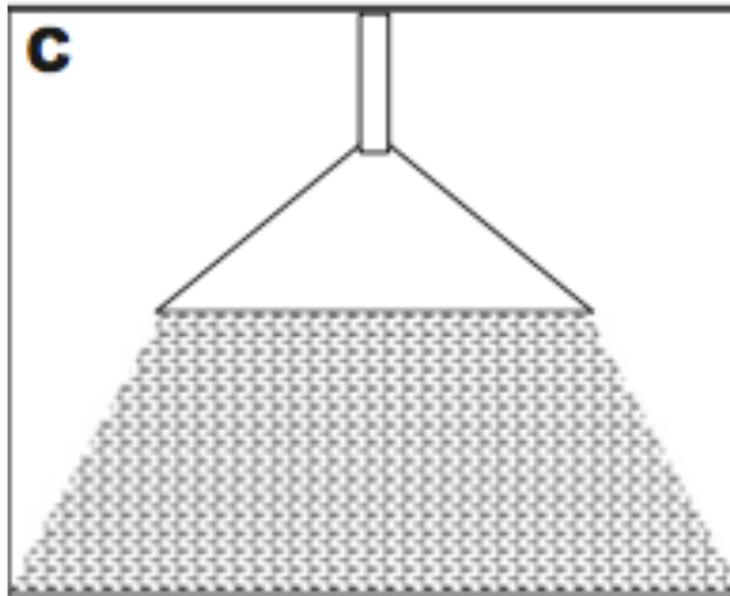


Figura 2c - Distribuidor tipo chuva.

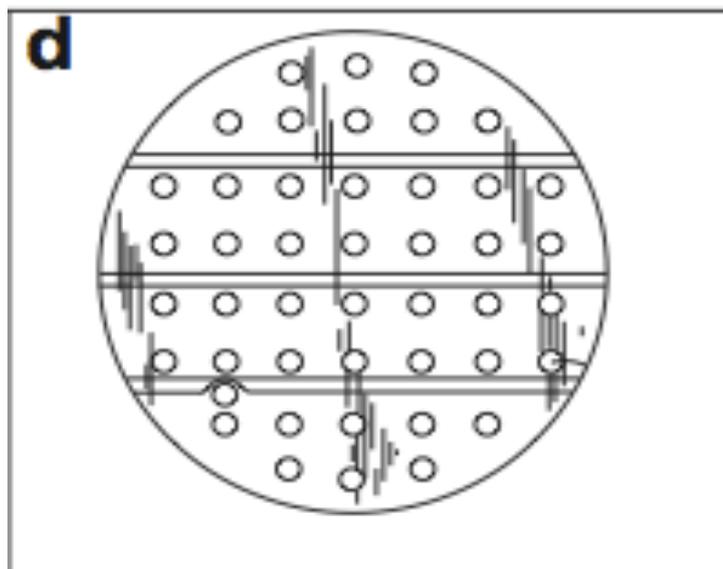


Figura 2d - Distribuidor de chapa perfurada.

Os distribuidores de líquido são divididos em dois grupos principais: distribuidores pressurizados e distribuidores gravitacionais. Cada um desses apresentam aplicações distintas e características próprias, devendo-se, em cada caso, verificar antes as necessidades do processo para a escolha do mais indicado (BOZZANO, 2014).

2.1.1 DISTRIBUIDORES DE CHAPAS PERFURADAS

Distribuidores tipo chapas perfuradas, Figuras 3 e 4, são usados em colunas com diâmetro nominal $D > 500$ mm. Esse tipo de distribuidor é relativamente insensível a flutuações da carga líquida. Quando as vazões são muito baixas, alguns orifícios podem secar e permitir o fluxo de gás por eles. Já com vazões muito altas podem levar ao transbordamento (CALDAS, 2005). Eles são normalmente fabricados de modo a que a proporção de abertura (a relação entre a mínima e máxima velocidade superficial do líquido) não excede 2,5: 1 para projetos convencionais. O número mínimo de pontos de distribuição aconselhado pelos fabricantes e pela literatura está na faixa de 60 a 100 furos por metro quadrado (KOCH-GLITSCH, 2010; KOLEV, 2006).

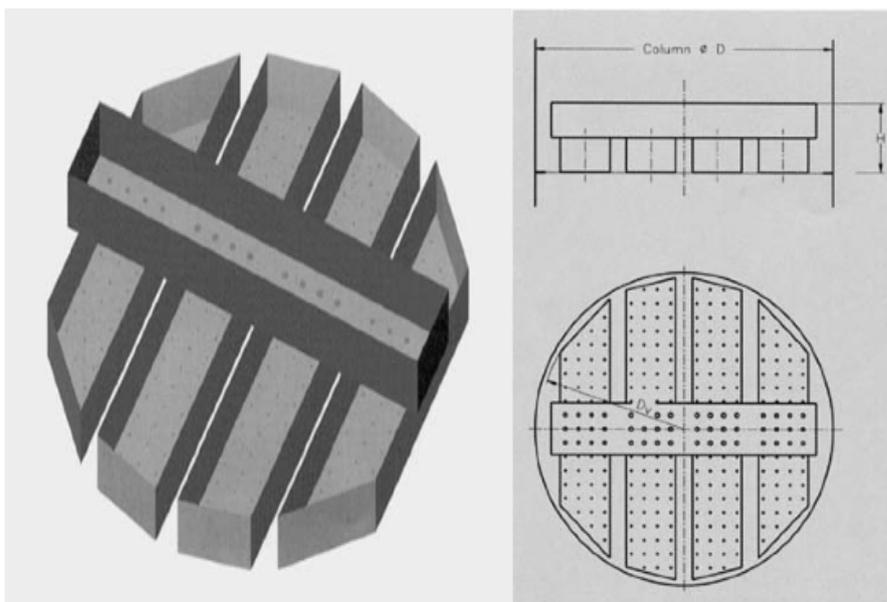


Figura 3 - Distribuidor de chapa perfurada.

(Fonte: KOLEV, 2006, p. 502)

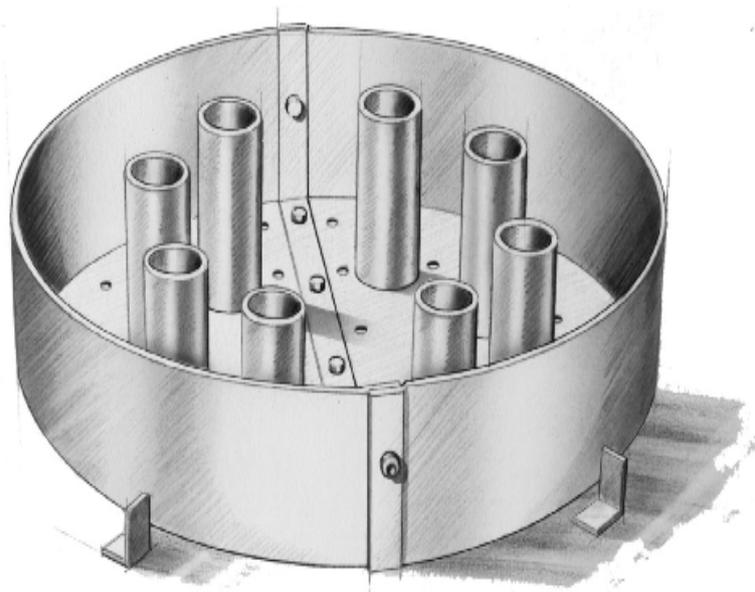


Figura 4 - Distribuidor de chapa perfurada.
(Fonte: KOCH-GLITSCH, 2010)

2.1.2 DISTRIBUIDORES TIPO VERTEDOR DE CHAMINÉ E CALHA

No tipo de distribuidores vertedor de chaminé e calha, durante a sua montagem na torre recheada, dois pontos críticos devem ser levados em consideração, o nivelamento e a estanqueidade, sendo assim, para evitar que uma parte dos orifícios fique seca, a inclinação máxima recomendável é de 3 mm.

Os principais tipos de distribuidores do tipo vertedor são: a) Gravitacional com Vertedor de Chaminé; b) Gravitacional com Calhas.

O distribuidor gravitacional com vertedor de chaminé é um prato equipado com chaminés cilíndricas, nas quais são feitos cortes em “vê”, como pode se observar nas Figuras 5 e 6, não tem orifícios no fundo do prato. Por estas chaminés escoam tanto o líquido como o vapor. São comumente empregados em torres com diâmetro < 1,0 metro e proporcionam uma distribuição menos uniforme por possuírem baixo número de pontos de molhamento por metro quadrado entre (30-45 pontos/m²). Não se aconselha na literatura seu uso em sistemas com tendência a formação de espuma, seu uso é recomendado para

processos onde se encontram líquidos que possuem sólidos em suspensão (CALDAS, 2003; KOCH-GLITSCH, 2010).

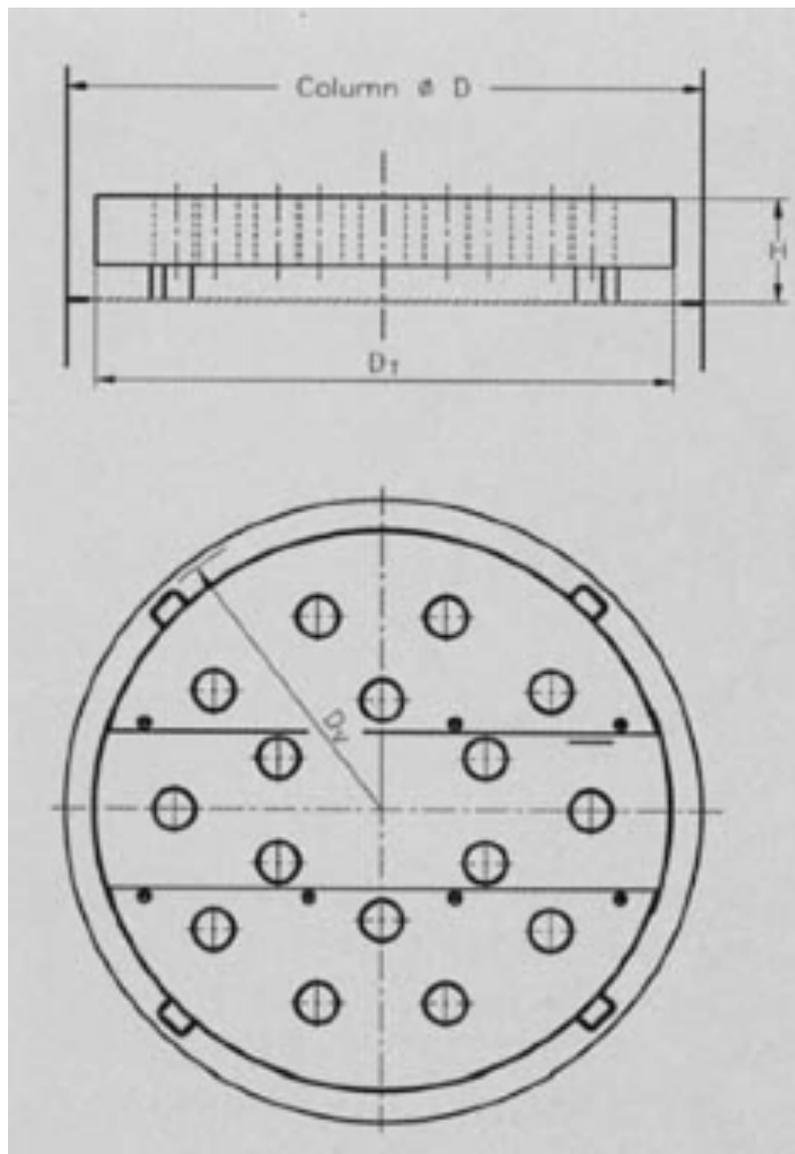


Figura 5 – Distribuidor com vertedores modelo Chaminé.
(Fonte: KOLEV, 2006, p. 507)

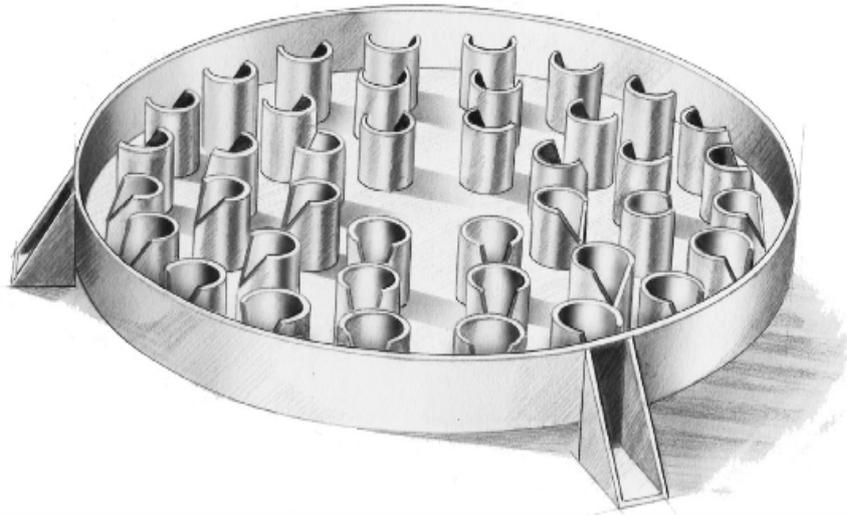


Figura 6 – Distribuidor com vertedores modelo Chaminé.
(Fonte: KOCH-GLITSCH, 2010)

O distribuidor gravitacional com calhas mostrado na Figura 7, em sua versão mais simples é composto, por pequenas calhas que recebem o líquido que é distribuído por um coletor central, estas pequenas calhas são colocadas transversalmente sob o coletor, e por fim, o líquido cai nas calhas de distribuição que fica sobre o recheio. Os orifícios e os cortes em “vê” nos tubos localizados nas calhas servem para distribuir o líquido sobre o recheio. Esse tipo de distribuidor, apresenta quase todas as mesmas características do distribuidor de chaminé, se destacando por possuir uma área livre muito maior de até 50% da área da torre, sendo recomendado para serviços que o processo necessita de grandes vazões de vapor e de líquido/vapor (KOLEV, 2006; TOWLER, 2012).

Outra importante vantagem é que esse distribuidor não precisa de estanqueidade como os dois anteriores.

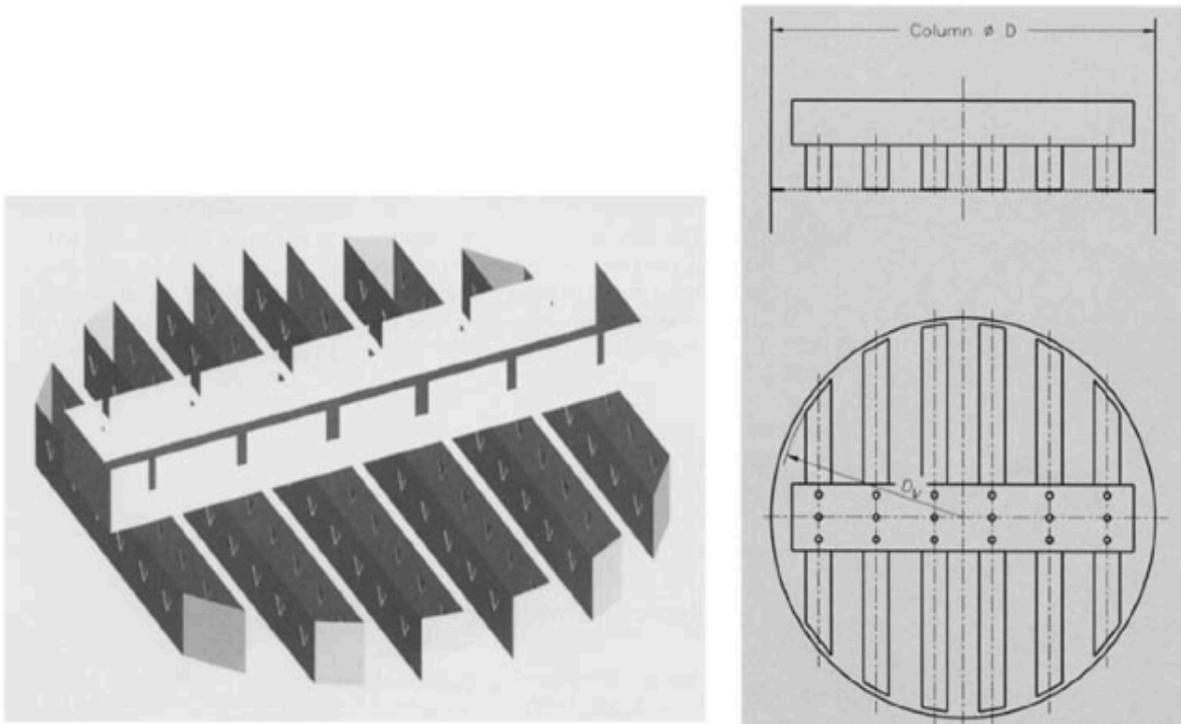


Figura 7 – Distribuidores com vertedores de calha.
(Fonte: KOLEV, 2006, p. 509)

Algumas características comuns dos distribuidores de chaminé e calha são:

- a) Os distribuidores com vertedores de calha tem uma grande habilidade para ser usado em processos onde encontra-se grandes volumes de sólidos suspensos no líquido por ter maior resistência a sujeira do que os distribuidores de chapa perfurada e chaminé.
- b) Devido ao escoamento do líquido e do gás em operação contracorrente, não se recomenda o uso de vertedores quando ocorrer a formação de espuma.
- c) Os distribuidores tipo vertedores não são recomendados por não serem tão eficientes quando utilizados em processos com vazões baixas, assim como também não são recomendados para operarem em conjunto com recheios do tipo anel de Pall, porque esse tipo de recheio precisa de mais pontos de molhamento por metro quadrado, uma vez que esses tipos de distribuidores contém um número menor de pontos de alimentação por metro quadrado do que os de escoamento gravitacional por orifício (KOLEV, 2006; SINNOTT, 2005).

2.1.3 DISTRIBUIDORES COM TUBOS PERFURADOS

O distribuidor com tubos perfurados, Figura 8, tem em suas características principais ser de simples construção e de fácil sustentação na torre o tornando muito utilizado. Os ramais laterais são perfurados para o escoamento do líquido, estes ramais são sustentados por um tubulão central de maior diâmetro. Já nos modelos mais modernos, os fabricantes procuram colocar o tubulão sobre os ramais, esse formato permite que os orifícios de escoamento sejam melhores distribuídos sobre a área total da torre. Estes distribuidores são recomendados para serem utilizados com líquido sob pressão e limpo e, também são muito empregados quando a área transversal livre necessária na torre seja superior a 70%. Deve ser prevista a utilização de filtro antes do distribuidor se o líquido apresentar sólidos suspensos. Assim como a formação de névoa pode ser um problema se altas vazões forem aplicadas. A perda de líquido por arraste e a consequente diminuição da eficiência são visíveis se não for limitada a velocidade máxima do líquido em $24,3 \text{ m}^3/\text{h}$ por metro quadrado. Este tipo de distribuidor também pode ser usado quando existe a necessidade de alimentação de outros distribuidores de fluxo gravitacional, como os do tipo de vertedores e os de chapa perfurada (KOCH-GLITSCH, 2010; BRANAN, 2005).

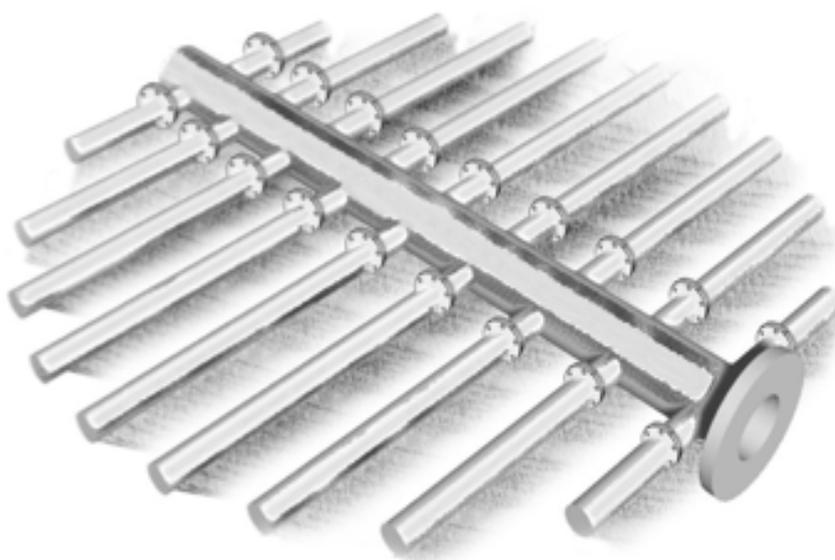


Figura 8 – Distribuidor com tubos perfurados.
(Fonte: KOCH-GLITSCH, 2010)

Os distribuidores com tubos perfurados são avaliados ou projetados considerando-se que:

- a) A literatura e os fabricantes recomendam que para o funcionamento adequado deste distribuidor se faz necessário que o número mínimo de pontos de distribuição de líquido, esteja na faixa de 60 a 100 furos por metro quadrado.
- b) Para que exista uma perda de carga predominantemente nos orifícios, a velocidade do líquido deve ser aumentada progressivamente ao longo do distribuidor.
- c) As velocidades recomendadas são:
 - C₁) Orifícios: 2 – 3,0 m/s
 - C₂) Tubulão: 1 – 1,5 m/s;
 - C₃) Ramais: 1 – 1,5 m/s;
- d) Para uma distribuição uniforme do líquido, o espaçamento entre os ramais tem que ser definido pelo espaçamento requerido dos furos.
- e) A literatura recomenda que deva ser maior ou igual a duas vezes o diâmetro dos furos (centro a centro), o espaçamento entre os orifícios nos ramais.
- f) Para evitar problemas de flexão do ramal, não é recomendável que se use um ramal com diâmetro menor que 38 mm, 1,5 in, a não ser que a alimentação seja pressurizada.
- g) Em casos de líquido sujo no sistema, ou quando os orifícios são pequenos, menores que 6 mm, existe a necessidade de utilização de um filtro antes do distribuidor para evitar o entupimento.
- h) O “turndown” (rejeição) de líquido é de 2:1 desse tipo de distribuidor e o mesmo opera com pouca flexibilidade (CALDAS, 2003; BONILLA, 1993).

2.2 ABSORÇÃO

A captura do dióxido de carbono (CO_2) também pode ser feita a partir de processos de absorção, que são, portanto, divididos em dois grupos principais, com reação química e física. Na absorção, a alimentação do gás é introduzida na parte inferior da coluna, e o solvente líquido é alimentado pelo topo, o gás absorvido e o solvente saem na parte inferior, e os componentes não absorvidos saem como gás no topo, Figura 9, (RICHARDSON, HARKER, BACKHURST, 2002).

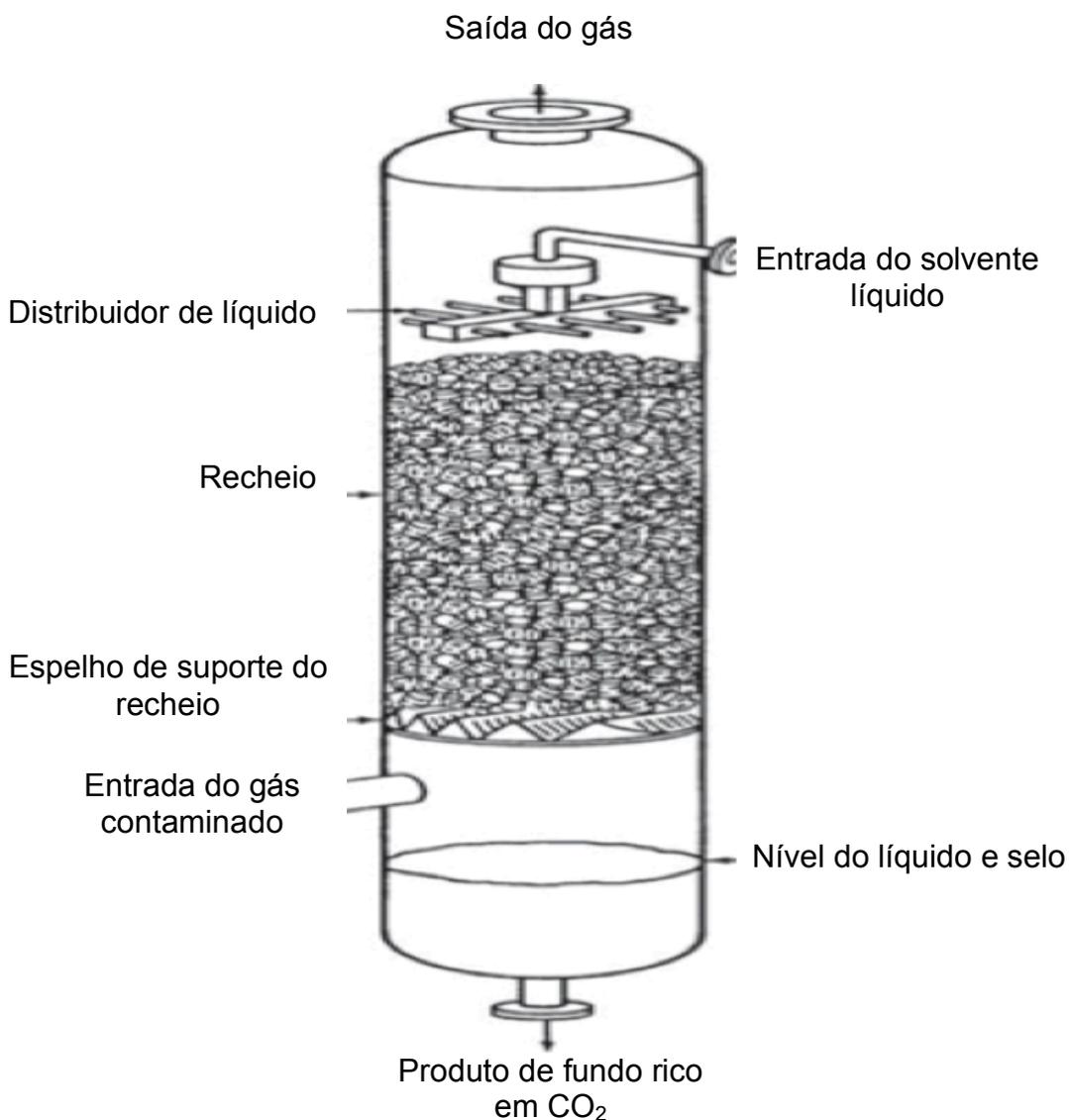


Figura 9 – Torre de absorção.
(Fonte: ALBRIGHT'S, 2008)

A técnica utilizada no presente trabalho emprega o coeficiente global de transferência de massa ($K_y a$) (MORAES JR, 2014; KOSTECKI et al. 2002). A absorção é comumente utilizada para purificar um fluxo de gás. Ar contaminado, por exemplo, pode ser purificado por lavagem dos contaminantes com um solvente propriamente escolhido. Outro exemplo é a remoção de dióxido de carbono (CO_2) a partir da queima de combustíveis fósseis utilizando solventes, tais como alcanolaminas, água, onde um processo desse tipo é útil para reduzir o nível de poluentes gasosos (PEREIRA & LENZI, 1998; ALBRIGHT, 2009).

Afirmando o que foi apresentado por Abdel-Aal et al., (2003), Mour, (2008), também mostra as tecnologias utilizadas para separação de dióxido de carbono (CO_2), Figura 10, estas tecnologias podem ser divididas em: absorção, adsorção, separação por membranas, destilação criogênica e algumas tecnologias novas.

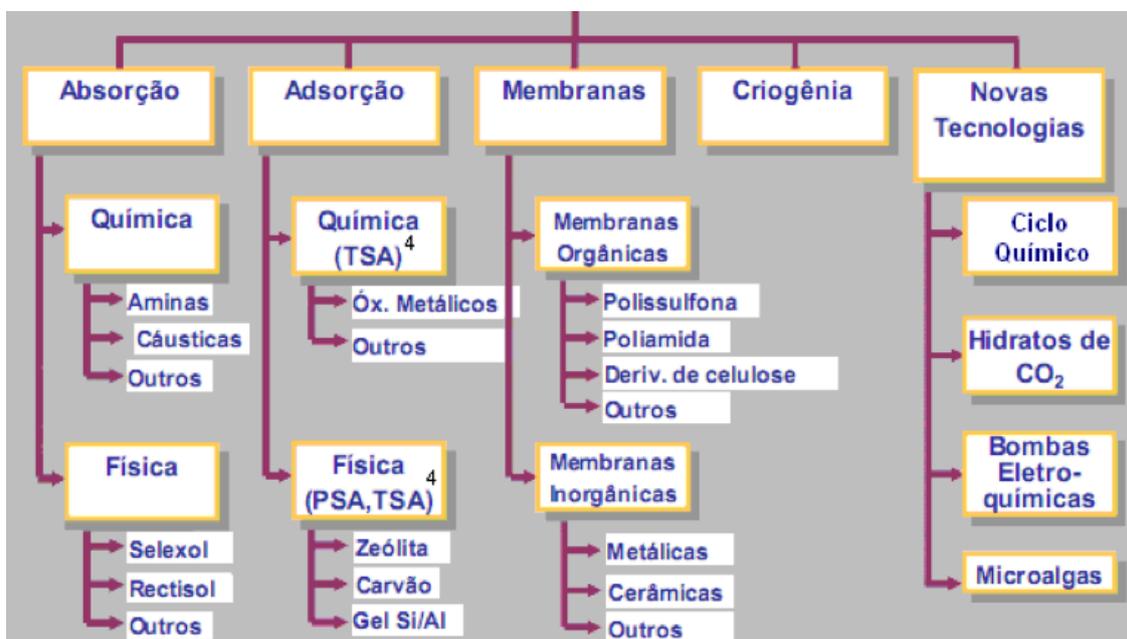


Figura 10 – Principais tecnologias para Captura de CO_2 , Anual de Engenharia Química Colóquio Anual de Engenharia Química COPPE/UFRJ – 2008. (Fonte: MOURE, 2008)

Os absorventes são os mais utilizados nos processos de absorção, portanto, convenientemente divididos em dois grupos, aqueles em que o processo é físico e os com reação química. Abuin (2010), afirma que a

absorção físico-químico são os processos mais importantes para remoção de CO_2 de correntes gasosas. A absorção também chamado de absorção de gás, tratamento de gases e de lavagem de gás, onde uma mistura de gases é posto em contato com um líquido (o solvente ou absorvente), para assim dissolver um ou mais componentes por meio da transferência do soluto contido no gás para o líquido. Os componentes transferidos para o líquido são conhecidos como solutos (FAIR, 2004). A operação de absorção de gás é geralmente realizada em uma operação contracorrente em colunas verticais, onde o solvente é introduzido no topo enquanto que a mistura de gás entra a partir do fundo. A substância é lavada, absorvida pelo solvente e sai na parte inferior como uma solução líquida. A operação de absorção, como foco do presente trabalho, pode ser classificada de acordo com a natureza da interação entre o absorvente e soluto em três tipos:

a) Absorção Física é o componente a ser absorvido é mais solúvel no líquido absorvente do que os outros gases com o qual é misturado, mas não reagem quimicamente com o material absorvente. Como resultado, o equilíbrio de concentrações do absorvato na fase líquida é primariamente uma função da pressão parcial na fase de gasosa. Um bom exemplo é a absorção de ácido sulfídrico e dióxido de carbono em dimetil éter ou polietileno glicol.

b) Absorção Química é a tecnologia mais utilizada para absorção de CO_2 , este tipo de absorção é caracterizada pela ocorrência de uma reação química entre o componente gasoso a ser absorvido e um componente em fase líquida para formar um composto que exerce uma reação através de uma ligação fraca. O exemplo industrial mais importante é a remoção de gases ácidos (CO_2 , H_2S) com soluções de monoetanolamina (BAILEY, 2005; YOKOYAMA, 2004; CHAKMA, 1997).

c) A Absorção Química irreversível ocorre uma reação entre o componente a ser absorvido e um componente da fase líquida, que é essencialmente irreversível. A produção de ácido sulfúrico e ácido nítrico pela absorção de SO_3 e de NO_2 em água é o exemplo mais utilizado da presente aplicação (CÁNOVAS, 2002; SANKARANARAYANAN, 2010).

A tabela 1 fornece as características dos solventes físicos e químicos.

Tabela 1 - Comparação entre solvente físico e químico.

SOLVENTES FÍSICOS	SOLVENTES QUÍMICOS
Capacidade proporcional à pressão parcial do CO ₂	Capacidade independente da pressão parcial do CO ₂
Baixo calor de absorção	Alto calor de absorção
Dessorção por "flash"	Necessita de calor para a dessorção
Dificuldade de remover o CO ₂ completamente	Reduz a baixos níveis o teor de CO ₂ em correntes gasosas

A utilização de processos de absorção física é geralmente preferido quando gases de alimentação estão presentes em grandes quantidades, a alta pressão e a quantidade do componente a ser absorvida é relativamente grande.

Absorção química tem geralmente uma relação de equilíbrio muito mais favorável do que a absorção física e, portanto, é muitas vezes preferido quando os componentes a serem separados de gases de alimentação estão presentes em pequenas concentrações e a baixas pressões parciais, porém a absorção química tem suas desvantagens. Uma das principais desvantagens além do alto custo, é que os absorventes químicos mais comumente utilizados para a remoção de dióxido de carbono incluem soluções aquosas de aminas, amônia refrigerados e carbonato de potássio aquoso quente. No entanto, requerem temperaturas elevadas para serem reciclados, em geral muito superior 100 °C. Além disso, a elevada basicidade e força solvente destes sistemas muitas vezes conduz a outros problemas, tais como a corrosão dos encanamentos e condutores e, outras peças de aço na planta. Para Gentil (1996); Papatryfon et al. (2014), a partir de estudos utilizando água como solvente no processo de recuperação de CO₂, afirmaram que o produto desse processo forma o ácido carbônico que, mesmo sendo um ácido fraco, ocasiona a diminuição do pH e acelerando o processo corrosivo devido a ação desse ácido sobre o metal, exigindo assim, uma tubulação anticorrosiva. Em contra partida, Soosaiprakasham e Veawab (2007), falam da importância dos inibidores de corrosão, e fazem um estudo de um novo inibidor a base de carbonato de cobre (CuCO₃), elucidando assim o seu comportamento e mecanismo de inibição, juntamente com a sua menor toxicidade.

Outra desvantagem desses sistemas de absorção química, em especial dos sistemas de aminas aquosas é a volatilidade e a toxicidade, podendo contaminar o fluxo de gás com a perda de material absorvente, e também representam um perigo no local de trabalho. Chakma (1997), mostra alternativas para o processo de absorção química com alta eficiência e baixo custo, onde inclui o uso de um pré contator, a injeção de vapor externa e a utilização de solventes mistos e diminuindo assim a periculosidade do processo e seus custos. O efeito combinado de todas essas opções podem reduzir a necessidade de geração de energia em até 30% comparado com o processo convencional.

2.3 OS AVANÇOS NA TECNOLOGIA DE REMOÇÃO DE GASES

Têm sido proposto e testado muitas ideias novas com o objetivo de melhorar o desempenho dos sistemas de recuperação de CO₂ com: misturas de aminas conhecidas ou ativadas e substâncias de absorção novas. Mandal et al. (2001), propuseram a mistura de pequenas quantidades de MEA, que é uma amina primária de reação rápida, com grandes concentrações de 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP), uma amina estereoquimicamente impedida, tal como um melhor solvente para a captura de CO₂ de misturas de metildietanolamina (MDEA) e MEA. Dois anos depois, Mandal et al. (2003), aperfeiçoaram e propuseram dessa vez uma mistura de dietanolamina (DEA) e AMP, em proporções semelhantes ao MEA e AMP, como solvente potencial com características ainda melhor do que o proposto anteriormente.

Voss (2013), avaliou dois processos muito competitivos com os atuais, a da adsorção com alternância da pressão (PSA “Pressure Swing Adsorption”) e a tecnologia de adsorção com variação de pressão no vácuo (VPSA “Vacuum pressure swing adsorption”), concluindo que essas tecnologias representam uma alternativa promissora para a separação de CO₂.

MacDowell et al. (2010), mostraram três das principais opções para a absorção de CO₂, são: a quimissorção, o processo de oxidação e o “looping” de carbonato. Essas técnicas são consideradas à base de solventes. Na quimissorção, Figura 11, eles sugerem um aquecedor para o fluxo de entrada de líquido a uma temperatura adequada, a fim de quebrar as ligações químicas

formadas na coluna de absorção e para proporcionar uma corrente de vapor para agir como um fluido de fracionamento. Na tecnologia de oxifuel (“Oxyfuel”) o processo é feito através da combustão numa mistura de CO_2 (reciclado a partir da saída do reator), e por último, MacDowell et al. (2010), mostram a tecnologia de “looping” de carbonato, onde é feita a absorção de CO_2 por adsorventes sólidos usando altíssimas temperaturas. O óxido de cálcio (CaO), é um adsorvente sólido o qual pode ser extraído a partir de calcário natural. O processo pouco conhecido como carbonato de cálcio ou de “loop”, explora a reação gás-sólido reversível entre o óxido de cálcio (CaO) e o CO_2 para formar carbonato de cálcio (CaCO_3).

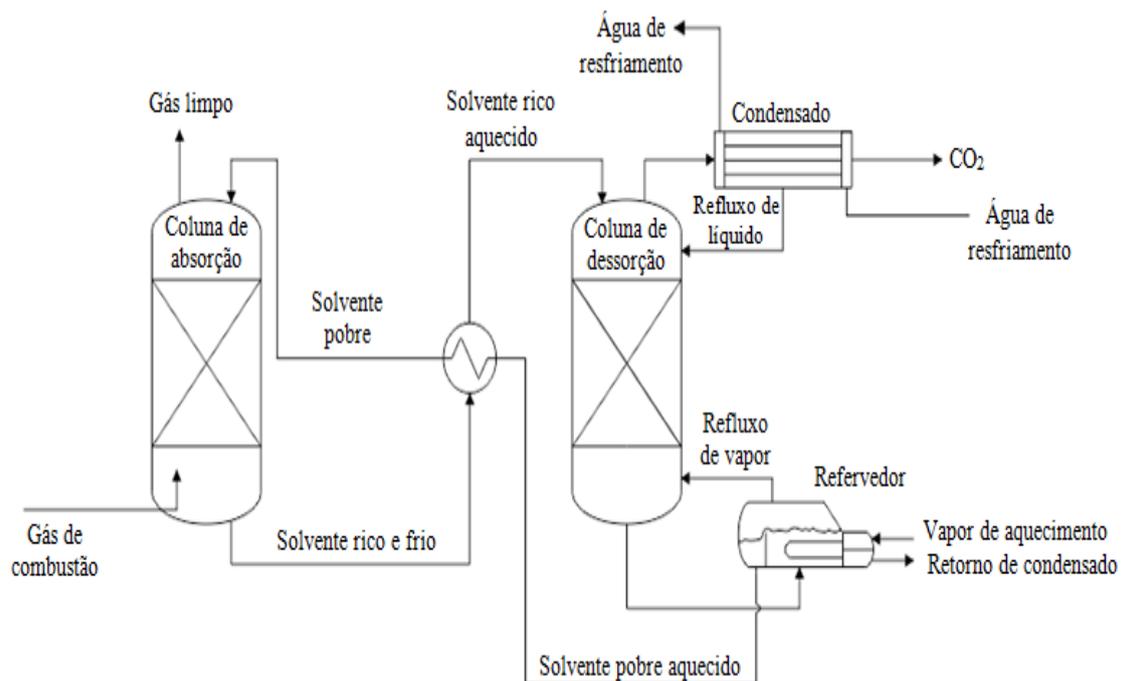


Figura 11, Diagrama esquemático de um processo de absorção química a base de amina para absorção de CO_2 .
(Fonte: MACDOWELL et al., 2010)

2.4 TRATAMENTO DE GASES E OS PROCESSOS PARA REMOÇÃO DAS IMPUREZAS.

2.4.1 ABSORVENTES

O absorvente é um dos fatores mais importantes que pode interferir no processo de absorção química. O tipo de material absorvente e a taxa de concentração de peso / proporção do peso de mistura, são os principais parâmetros característicos de tecnologias de absorção de produtos químicos (KIM et al., 2011). Um dos grandes problemas encontrados durante o projeto de uma torre de absorção é o tamanho da torre, por isso um absorvente de alta taxa e capacidade de absorção ajuda a minimizar o tamanho do equipamento e reduz a perda de material absorvente, ao passo que um absorvente de menor consumo de energia de regeneração pode, basicamente, diminuir o consumo total de energia de todo o processo (SHIM et al., 2009). Para Goto et al. (2009), e Singh (2009), outros fatores também importantes a ser considerado, é o elevado custo do material absorvente, as propriedades físicas do absorvente, e se as reações de degradação pode ocorrer com outro componente no gás de combustão. Afirma Jain (2010), a partir de um estudo, o custo de captação de CO₂, usando as atuais tecnologias de absorção, é muito alto para se obter uma redução na faixa de 25 a 30% na saída do processo e um aumento entre 80-100% no custo de capital. Abdel-Aal et al. (2003), falam da existência de uma grande variedade de tecnologias de tratamento de gases que estão comercialmente disponíveis, membranas, adsorção, diferentes solventes químicos e físicos entre outras. Muitos têm sua aplicação específica, mas existem casos onde diferentes tecnologias sejam de absorção ou qualquer outra, que competem para a mesma aplicação e onde a escolha de processos combinados pode ser a melhor opção, tornando assim um difícil e criterioso processo a seleção da melhor tecnologia para o tratamento dos gases. O perfeito entendimento dos inúmeros processos de remoção de gases disponíveis, ajuda na seleção da mais adequada tecnologia para o tratamento em questão. Alguns dos principais processos para remoção de gases estão apresentados na Figura 12.

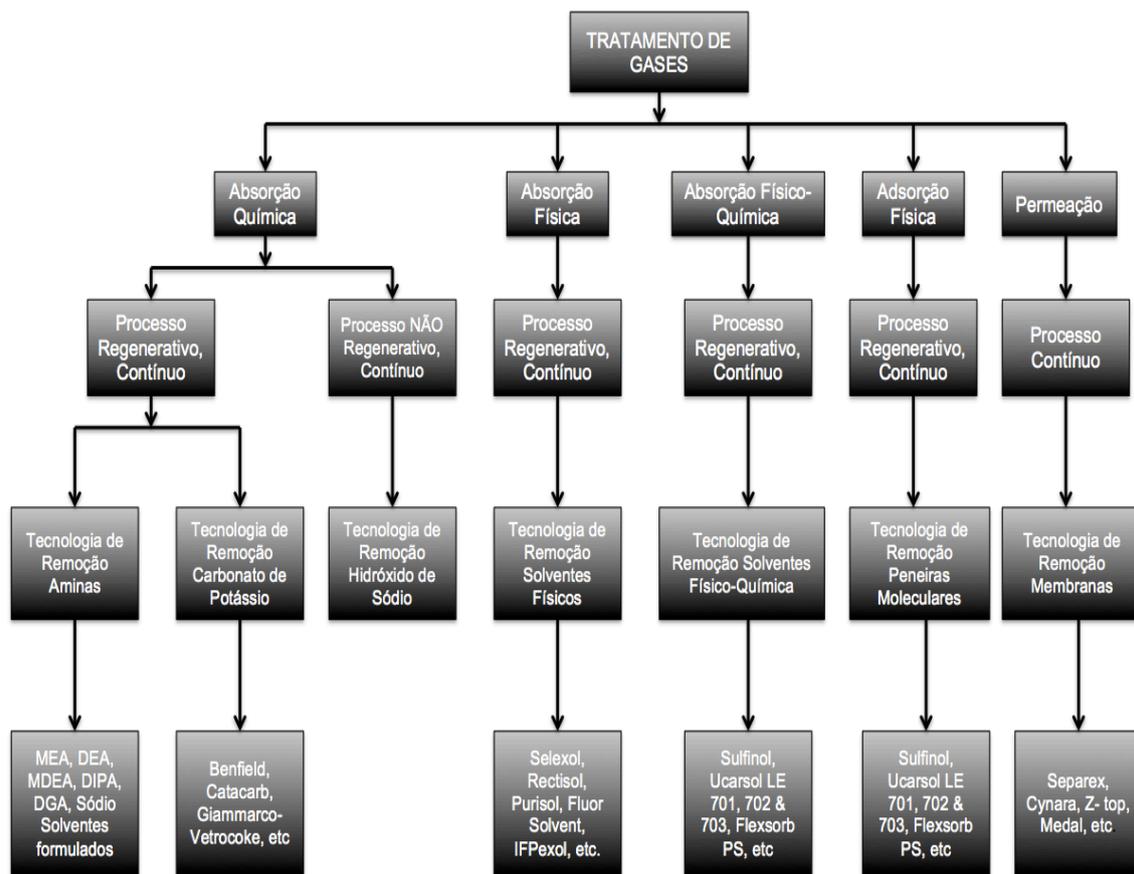


Figura 12 - Processos de Remoção de Gases Poluentes.
(Fonte: ABDEL-AAL et al., 2003) Editado pelo autor.

2.5 PROPRIEDADE DOS ABSORVENTES

2.5.1 CAPACIDADE DE ABSORÇÃO

Thibault e Holloway (1994); Brey (1979) e Pleschka (1971) afirmam que a solubilidade do CO_2 no absorvente, o efeito da pressão e da temperatura sobre a solubilidade são as propriedades mais importantes para um absorvente. Os índices mais importantes para o processo, tais como o consumo de calor e eletricidade, taxa de circulação de material absorvente, o consumo para o processo de regeneração, as condições de funcionamento para absorção de CO_2 e o tamanho da coluna e do equipamento dependem da solubilidade.

2.5.2 SELEÇÃO DO ABSORVENTE

Este tópico refere-se à relação entre a solubilidade de CO_2 e a solubilidade do outro componente de gás que está mais próximo de CO_2 . A seleção do absorvente mais adequado para o processo de absorção, pode levar a um consumo de menos gás dissolvido, a grande possibilidade de separação completa dos gases misturados, muitos coeficientes e as características do processo (LI, 2014; PARTANEN, 2005).

2.5.3 PRESSÃO DO VAPOR SATURADO

A pressão do vapor sobre a temperatura de absorção deve ser baixa, e um elevado ponto de ebulição do absorvente são necessários afim de evitar o consumo de material absorvente. A pressão de vapor saturado depende da pressão do processo de absorção e as concentrações em peso da solução absorvente. Pode-se em alguns casos empregar-se um absorvente volátil. Mas isso só parece ser possível durante o processo. A pressão de operação aumenta e a temperatura de absorção diminui (WALAS, 1990; COUPER, 2010; COUPER, 2012).

2.5.4 PONTO DE EBULIÇÃO

Uma vez que o requisito para a pressão de vapor saturado for atendida, o ponto de ebulição para o absorvente deve ser superior a 423 K. Em muitos casos, não se espera que o ponto de ebulição do absorvente seja elevado, ou seja, uma baixa pressão de vapor saturado é a condição ideal. É necessário efetuar a destilação quando os subprodutos acumularem na solução de circulação. Se o ponto de ebulição da solução é elevado, a temperatura de destilação deve ser aumentada para atender os requisitos de consumo de energia. Caso contrário, a destilação deve ser realizada sob condições de alto vácuo. Factualmente, o ponto de ebulição do absorvente é, geralmente, entre 443 K e 473 K e a pressão de vapor saturado é na faixa de 13,33 Pa a 303 K (PENG, 2012).

2.5.5 PONTO DE CONGELAMENTO

A temperatura de operação e as condições de armazenamento depende do ponto de congelamento. A solução de mistura do material absorvente, que geralmente refere-se a uma solução mista constituída por água e absorventes, não deve ser facilmente congelada.

2.5.6 DENSIDADE DO ABSORVENTE

A densidade do absorvente dificilmente afeta a aplicação do absorvente. No entanto, a densidade do absorvente deve ser baixa enquanto as outras propriedades mantêm-se constantes.

2.5.7 VISCOSIDADE DO ABSORVENTE

A viscosidade do absorvente afeta as taxas de transferência de calor e de massa. Como consequência, influencia no tamanho do equipamento. Ele também tem efeitos sobre o consumo de energia elétrica para a transferência de solução. Acima de tudo, a viscosidade do absorvente é melhor ser baixa quando as outras propriedades são as mesmas.

2.5.8 ESTABILIDADE TERMOQUÍMICA

O tempo de permanência do absorvente no sistema deve ser longa. Normalmente precisa ser completamente trocada a cada 6-18 meses. Portanto, a estabilidade termoquímica deve ser garantida. Mesmo a degradação, tais como oxidação, que ocorre de forma muito lenta devem ser consideradas durante a escolha do absorvente. Outro requisito para o absorvente é que a taxa de corrosão deve ser baixa e o preço de mercado não deve ser muito alto evitando assim altos custos no processo (BOUGIE, 2014).

2.5.9 ABSORVENTES PARA CAPTURA DE CO₂

Na Figura 10, foi apresentada as principais tecnologias para remoção de gases ácidos segundo Abdel-Aal et al. (2003). A seguir, uma visão geral sobre cada um solvente que pode ser utilizado e algumas de suas propriedades.

Kim et al. (2011); Pouryousefi e Idem (2008), afirmam que por muito tempo as soluções alcanolaminas, soluções de aminas, têm sido amplamente utilizados em muitas indústrias a separação do CO₂ por métodos químicos de absorção, tais como na indústria alimentar, indústria de fertilizantes, e assim por diante, entre elas estão as soluções:

a) Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA), Trietanolamina (TEA), Metildietanolamina (MDEA), Diisopropanolamina (DIPA), diglicolamina (DGA). Gjernes (2013), afirma, após estudar o impacto ambiental e a saúde das pessoas, que grande parte dos aminoácidos e aminas utilizadas como base na captura de carbono, são solúveis em água.

b) Absorção de CO_2 , com carbonato de potássio realiza-se a temperaturas elevadas. O processo apresenta semelhanças com a de aminas em que ela consiste em absorção e reação na coluna de contato (STEWART, 2011; MOKHATAB, 2012; ABDEL-AAL et al., 2003).

c) Solventes físicos podem ser regenerados por meio de depressurizações sucessivas, sem a entrada de calor. No entanto, existe uma grande variedade de esquemas de processo, e a regeneração térmica ou remoção pode ser necessária. Solventes físicos absorve hidrocarbonetos pesados e água e, em certos casos, eles permitem chegar a todas as especificações de gás em uma mesma unidade (STEWART, 2011; MILLER, 2011; ARNOLD, 1999).

A tabela 2 mostra uma comparação entre as duas principais soluções.

Tabela 2 - Comparação entre MEA e MDEA no processo de captura de CO_2 .
(Fonte: KOHL, 1997, p. 74 - 110)

Monoetanolamina (MEA)	Metildietanolamina (MDEA)
+ Reação rápida	- Reação lenta
+ Baixo peso molecular -- elevada capacidade de solução com base no peso	- Alto peso molecular
- Baixa capacidade líquida (cíclica)	+ Alta capacidade líquida (cíclica)
- Alto calor de reação com CO_2 (devido à formação de carbonato)	+ Baixo calor de reação com CO_2
- Alta corrosão	+ Baixa corrosão
- Produtos de reação irreversíveis com sulfureto de carbonilo (COS) e dissulfeto de carbono CS_2	+ Baixa degradação
- Alta pressão de vapor	+ Baixa Pressão de vapor
+ Química amarela (Boa Biodegradabilidade)	- Química vermelha (Baixa Biodegradabilidade)
+ Baixo custo	- Alto custo

2.5.10 ÁGUA COMO ABSORVENTE

O presente trabalho tem como foco a absorção de CO_2 por intermédio da água, esse tópico foi desenvolvido especialmente para se ter uma noção de como a água também é importante nesse processo. A principal vantagem da água, como um absorvente de impurezas do gás é, naturalmente, a sua disponibilidade a baixo custo. Este fator por si só é suficiente para que a utilização de água para a remoção de impurezas do gás que são razoavelmente solúveis nela. A água é particularmente aplicável para o tratamento de grandes volumes de gases de escape de baixa pressão para a prevenção da poluição do ar, porque as perdas de solvente são difíceis de evitar em tais instalações. Solventes orgânicos, em geral, têm uma pressão de vapor suficiente para causar a ocorrência de perdas significativas de vaporização para a corrente de gás purificado. A água, por outro lado, pode ser utilizada em unidades de lavagem simples com menos preocupação com perdas e frequentemente numa base de uma vez com a solução rica de ser descartada. A água também pode ser aplicável para a lavagem de gases de alta pressão, em que a solubilidade de uma impureza (tal como CO_2), o que é apenas escassamente solúvel a baixa pressão, é trazido até um nível economicamente elevada pela alta pressão parcial de CO_2 . Em muitos casos, a água de lavagem é usada para remover partículas de impurezas na fase de vapor. Estágios de contato com água também são frequentemente utilizados para diminuir a alta temperatura dos gases. Em alguns casos, o estágio de arrefecimento serve para quatro finalidades distintas, ou seja, a redução da temperatura, da condensação de líquidos a partir da fase de vapor, absorção de impurezas solúveis, e de remoção de material em partículas. O arrefecimento do produto das unidades de gaseificação de carvão com água é um exemplo de uma operação tão multiuso. Componentes solúveis absorvidos pela água em tais processos incluem a amônia, cianeto de hidrogênio, fenol, e ácido clorídrico. Hidrocarbonetos pesados são condensados, como uma fase líquida separada, e as partículas de cinza e carvão não reagidos são capturados pelos líquidos. Impurezas consideradas específicas são o dióxido de carbono (objeto de estudo do presente trabalho), sulfeto de hidrogênio, ácido fluorídrico, tetrafluoreto de silício, cloreto de hidrogênio, tetracloreto de

silício, e cloro. Todos estes formam ácidos em solução aquosa, e a prevenção da corrosão é um problema comum.

O fluoreto de hidrogênio, tetrafluoreto de silício, cloreto de hidrogênio, e tetracloreto de silício, por outro lado, reagem rapidamente e são muito solúveis em água, e as suas taxas de absorção são geralmente elevadas e controlado por resistência de película de gás.

2.6 DIÓXIDO DE CARBONO E O EFEITO ESTUFA

Desde aproximadamente 1851, o uso global de combustíveis fósseis (petróleo, carvão e gás) tem aumentado de forma exponencial, ao ponto de dominar o fornecimento de energia, levando a um rápido crescimento na emissão do dióxido de carbono (CO_2) para a atmosfera (ARVIZU et al., 2011). O dióxido de carbono (CO_2), apesar de não ser tóxico é um gás basicamente ácido. O relatório de Hon (2007), cita as alterações climáticas como resultado das emissões de gases de efeito estufa, como uma ameaça a estabilidade da economia, da população e do clima no mundo. Uma vez que as emissões de dióxido de carbono (CO_2) vem crescendo e resultando em alterações climáticas global, é facilmente visível ver a preocupação dos pesquisadores para encontrar meios de reduzir ou até mesmo eliminar os níveis de emissões. Isto é facilmente analisado, pelo número de artigos sobre o assunto publicados ao longo dos últimos 40 anos, a partir de relatórios fornecidos pela (Scopus e ISI Web of Science), onde mostram claramente que entre 1970 e 1990 menos de 1000 artigos em periódicos e anais de conferencias foram publicados e comparando de 1990 até o final de 2012, o número total desses artigos foram relatados como 102.573 (Scopus) e 62.155 (Web of Science) (BIND et al., 2014).

O registro histórico mostra que o sistema climático varia naturalmente em uma grande escala de tempo. De um modo geral, as mudanças climáticas antes da Revolução Industrial em 1760 pode ser explicado por causas naturais, erupções vulcânicas, mudanças na energia solar, e alterações naturais nas concentrações de gases de efeito estufa (EPA, 2010; LEAVITT, 1982). As concentrações de CO_2 na atmosfera tem vindo a aumentar de cerca de 280 ppm entre os anos 1000 e a era pré-industrial como afirmado por Etheridge

(1996) e Wahlen et al. (1991), para aproximadamente 320 ppm na década de 60, Figura 13. Em 60 anos houve um expressivo aumento chegando a 399 ppm, medido em julho de 2014 segundo fontes do observatório Mauna Loa (NOAA, 2014), Figura 14. Para Damas (2014) e Moosdorf (2014), os efeitos negativos do aumento dos níveis de CO_2 no clima global têm sido bem documentados, e é claro que existe uma necessidade de reduzir os níveis de CO_2 , pois se não forem controladas as emissões, em 2035 esse montante poderá chegar 500 ppm, segundo fontes do IPCC (IPCC, 2013).

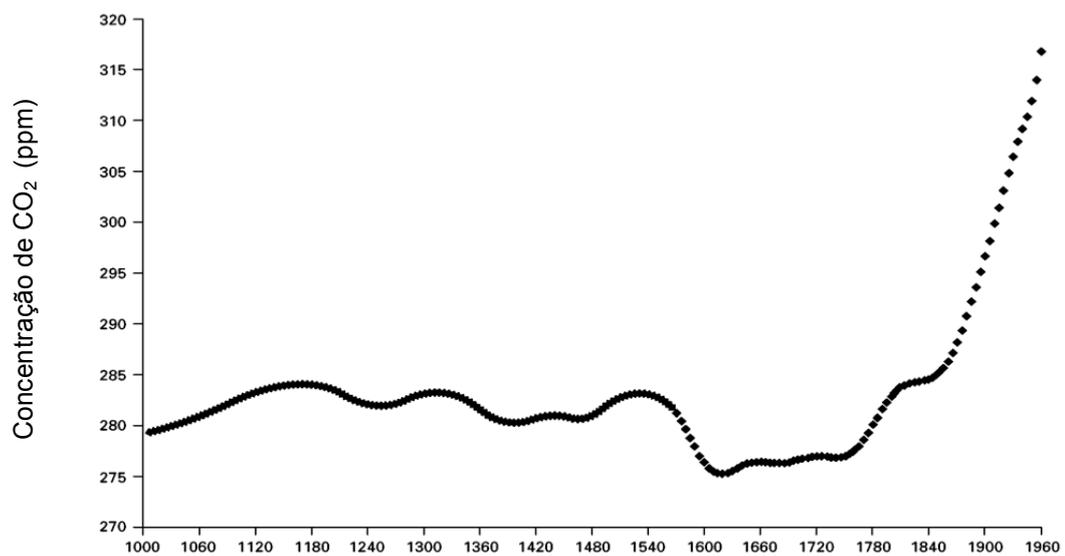


Figura 13 - As concentrações médias anuais de CO_2 na atmosfera e nas camadas superiores de gelo da Antártida entre 1010-1960
(Fonte: ETHERIDGE, 1996).

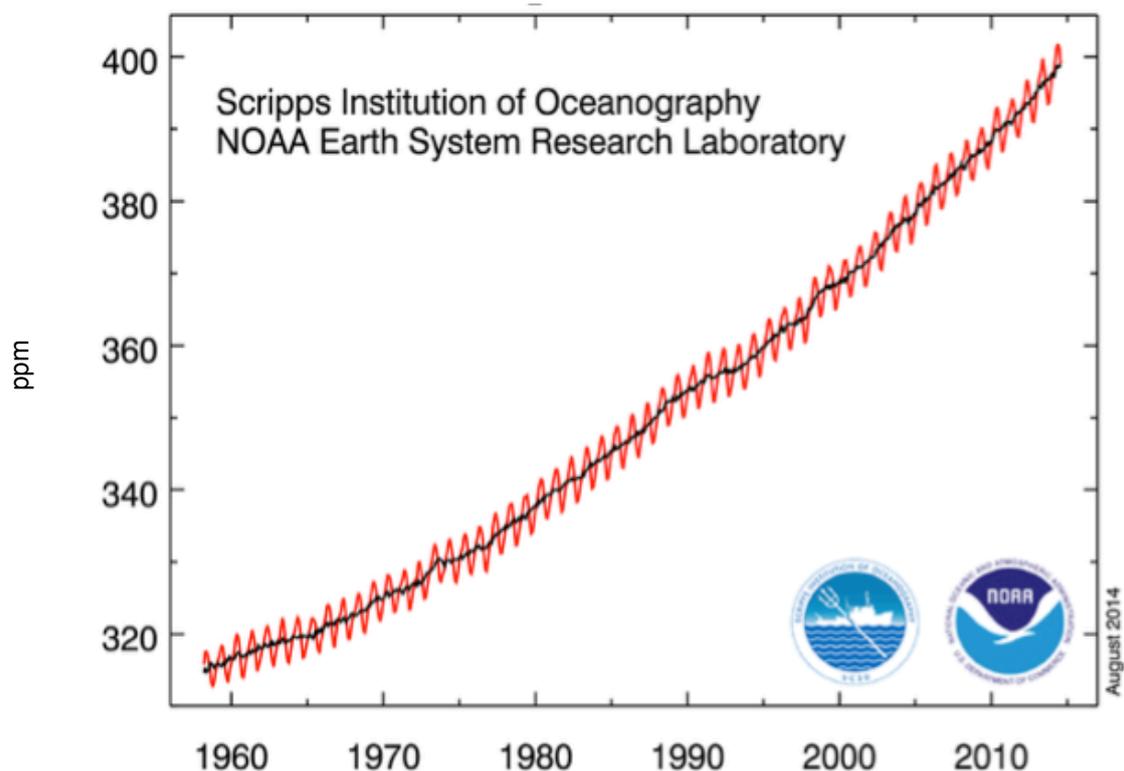


Figura 14 . As concentrações médias anuais de CO₂ na atmosfera com base em medições diretas no Observatório Mauna Loa 1960-2014
(Fonte: DR. PIETER TANS, NOAA / ESRL, www.esrl.noaa.gov/gmd/ccgg/trends).

De acordo com o Painel Intergovernamental das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas (IPCC), IPCC (2013), tem sido comprovada que a mudança climática esta ligada à atividade humana a partir de observações de aumento das temperaturas do ar e do oceano, elevação do nível médio global do mar e derretimento generalizado de gelo marinho no Ártico, comprovada por (DONEY, 2014). O nível de dióxido de carbono na atmosfera aumentou em cerca de 31% desde a Revolução Industrial, principalmente em virtude da grande queima de combustíveis fósseis e da destruição de grandes áreas de floresta tropical. Isto tem sido colocado como a principal causa do aumento médio de 0,74°C na temperatura global nos últimos 100 anos, o que já é conhecido através do efeito estufa (DAINTITH, 2010). A emissão de gases de "efeito estufa" na atmosfera da Terra e seus possíveis efeitos adversos sobre os padrões de mudança do clima e do tempo têm sido o foco de um debate considerável, dentro e entre as comunidades políticas e científicas, bem como atividades de pesquisa, dentro das comunidades científica e de engenharia, na

última década. Segundo Yeh e Pennline (2001), as emissões de dióxido de carbono o torna um dos principais gases de efeito estufa e pode ser definido como um gás na atmosfera que absorve e emite raios gama.

O efeito estufa representado na Figura 15, ou efeito de estufa é um processo que ocorre quando uma parte da radiação infravermelha emitida pela superfície terrestre é absorvida por determinados gases presentes na atmosfera (GALASHEV, 2011; HEGERL e CUBASH, 1996). Como consequência disso, parte do calor é irradiada para a superfície, não sendo liberado para o espaço. O efeito estufa dentro de uma determinada faixa é de vital importância, pois sem ele, a vida como a conhecemos não poderia existir. Serve para manter o planeta aquecido, e assim, garantir a manutenção da vida.



Figura 15 - Efeito Estufa
(Fonte: <http://www.rudzerhost.com/ambiente/estufa.htm>)

Os gases responsáveis pela causa do efeito estufa são constituídos por dióxido de carbono (CO_2) 9%, vapor de água (H_2O) 70%, metano (CH_4), 9%, CFC (CF_xCl_x), Óxido nitroso (N_2O). Esses gases absorvem um pouco de radiação infravermelha que é emitida pela superfície da terrestre e radiam, alguma quantidade dessa radiação absorvida, de volta para a superfície da Terra. A temperatura da superfície terrestre fica em média aproximadamente

entre 28 a 31 °C mais quente do que normalmente estaria sem a existência dos gases causadores do efeito estufa (FUNG, 2000).

O gás carbônico (CO_2) é um gás inodoro e incolor, solúvel em água, etanol, e acetona. Ele ocorre na atmosfera com 0,04% em volume, produzido por respiração e pela combustão, porém tem um curto tempo de permanência nesta fase, uma vez que é consumido pelas plantas durante a fotossíntese. É facilmente preparado em laboratório através da ação de ácidos diluídos em carbonatos de metal, ou de sob calor em carbonatos de metais pesados. O CO_2 é um gás asfíxiante, a uma concentração de 10%, ele pode causar perda de consciência dentro de 1 min e morte por falta de oxigênio (MANNAN, 2012; SUTTON, 2012; REHM, 2012; GOEL, 2014).

2.7 TORRES RECHEADAS

Torres recheadas dependem de operações de transferência de massa de contato direto, como a destilação, absorção e extração de líquido-líquido. O desempenho global do processo frequentemente repousa totalmente sobre a eficiência de transferência de massa, o que, por sua vez, depende do desenho da torre (WARDHAUGH, 2014).

Em comparação com outros tipos de colunas de absorção, a coluna com recheio, é o equipamento mais comumente utilizado em operações de absorção onde uma baixa perda de carga é desejada. Normalmente, esse tipo de equipamento é composto por colunas cilíndricas que podem chegar a vários metros de diâmetro e até acima 20 metros de altura. Uma grande interface de gás-líquido é conseguido através da introdução de vários tipos de sólidos na coluna, que também podem ser chamados de recheio.

O recheio é colocado sobre um suporte cuja seção transversal fica livre para o fluxo de gás que irá subir. O líquido é alimentado no topo da coluna e distribuído através da torre da qual flui para baixo. Um distribuidor de líquido é colocado no topo da coluna para garantir uma distribuição uniforme de líquido sobre a seção transversal da coluna. O gás que entra na parte inferior flui para cima em contracorrente com o líquido que desce a partir do distribuidor, que absorve as partes solúveis a partir do gás. O gás, que não foi absorvido, é expelido pela parte superior da coluna. Numa planta industrial, esse gás que

não foi absorvido é direcionado para um eliminador de névoa ou um tipo de desumidificador. Para separar as gotas líquidas arrastadas pelo gás, um eliminador de nevoa é utilizado a partir da embalagem. Esse separador pode ser especialmente fabricado ou ser usado uma camada de embalagem ou de malha. Os recheios podem ser divididos em dois grupos principais: aleatórios e estruturados.

O recheio mais comum e o mais utilizado é o Anel de Raschig, pois ele têm um grande superfície e uma alta porosidade. Eles são cilíndricos e ocos, com um diâmetro externo igual ao da altura do anel e que podem ser fabricados de metal, cerâmica, grafite ou plástico. Devido esse tipo de recheio ter uma grande área de transferência de massa maior que os de recheio aleatório, a sua aplicação em colunas de absorção, aumentou rapidamente (ALBRIGHT, 2008).

O projeto de uma coluna de contato direto de transferência de massa deve considerar dois componentes principais. Um deles é o número de etapas teóricas ou unidades de transferência necessária para a separação. O segundo é a seleção mecânica e projeto de componentes internos da coluna (Recheio ou bandejas). Estes dois estão intimamente ligadas com a pergunta: Qual a altura do recheio ou quantas bandejas será necessário para as etapas teóricas? A resposta depende da eficiência do dispositivo de contato e que é influenciada pela sua concepção mecânica.

As torres recheadas são classificadas em dois grupos principais: as torres com recheios aleatórios e os estruturados. Recheios aleatórios são normalmente feitas de materiais baratos e inertes e pode ser colocado na coluna de uma forma aleatória, como por despejo. Os recheios estruturados consistem de um conjunto de elementos cuidadosamente posicionadas formando malhas rígidas ou grades, no entanto, estes são geralmente mais caros do que os aleatórios (SIERES e SEARAS, 2008).

Muitos dos aspectos mecânicos de construção e montagem de uma torre, têm uma influência sobre a concepção e interpretação do desempenho da torre. Durante o projeto todo esforço para aumentar a eficácia do contato entre as correntes de processo deve ser levado em consideração, além de reduzir as perdas por arrastamento ou efeitos parede ou canal preferencial, mantendo um gasto mínimo de queda de pressão. Ao mesmo tempo, o tipo de

construção e o projeto deve ser consistente com a economia exigida pelo processo. O distribuidor e o recheio são o coração do desempenho deste equipamento. Sua seleção adequada implica uma compreensão das características operacionais do recheio e os efeitos de performance e a diferença física significativa entre os vários tipos (LUDWIG, 1997; COKER, 2010). Baur et al. (2005) e Couper (2012), falam da importância da inclusão das equações de transferência de massa no projeto e construção das torres recheadas, pois elas estão ligadas diretamente no cálculo das fases ou altura da coluna.

Billet (1995); Kohl, (1997) e Hall (2012), fazem uma rápida comparação com as Colunas de Pratos. As colunas recheadas podem oferecer as seguintes vantagens:

- a) Permitem um menor consumo de energia, em processos de separação, que envolvem um grande número de etapas.
- b) Podem facilmente satisfazer os requisitos para o uso econômico das bombas de calor.
- c) Permitem misturas termicamente instáveis para ser separados em baixas temperaturas, como os produtos de decomposição ou reações de polimerização que podem ser responsáveis pela poluição.
- d) Em colunas de absorção, particularmente aqueles para lavagem de gases, exigem compressores de potências mais baixas do que aquelas instaladas em colunas de pratos.

3. MATERIAL E MÉTODOS

3.1 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

Na operação de absorção do gás CO₂ em água (sem reação química) empregou-se, para se obter a massa de CO₂ absorvida em amostras de líquidos coletadas no topo e na base da coluna, a titulação simples com NaOH 0,01 N foi o indicador fenolftaleína (MOARES JR, 2014). O preparo da solução de NaOH 0,01 N foi baseada na Equação 1.

$$N = \frac{m}{\text{Eq} \cdot V_1} \quad (1)$$

Sendo,

m a massa de NaOH

N a normalidade, 0,01 N, 0,01 Eq.g/l

V₁ o volume em litro

Para determinar o fator de correção da solução, foi usado a Equação 2.

$$f = \frac{\text{massa do biftalato de potássio (g)}}{\text{equivalente miligrama do biftalato} \cdot V \text{ (ml)} \cdot N} \quad (2)$$

A influência de distribuição foi quantificada de três modos:

a) Porcentagem de CO₂ retido na água PCO₂A dado pela relação

$$PCO_2A = \frac{X_B - X_T}{X_B} \cdot 100 \quad (3)$$

sendo

X_B a fração molar de CO₂ na água que sai na base da coluna

X_T a fração molar de CO₂ na água que entra no topo da coluna

b) Porcentagem de recuperação de CO₂, PR obtida por

$$PR = \frac{Y_B - Y_T}{Y_B} \cdot 100 \quad (4)$$

$$Y_B = \frac{Y_B}{1 - Y_B} \quad (5)$$

$$Y_T = \frac{Y_T}{1 - Y_T} \quad (6)$$

em que

Y_B é a fração molar do CO₂ na fase gás que entra na base da coluna

Y_T é a fração molar de CO₂ na fase gás que sai no topo da coluna

c) Coeficiente global de transferência de massa K_yA , supondo concentração diluída de gás.

O coeficiente global de transferência de massa (K_yA) é baseado na análise do trecho infinitesimal (dz) da Figura 16.

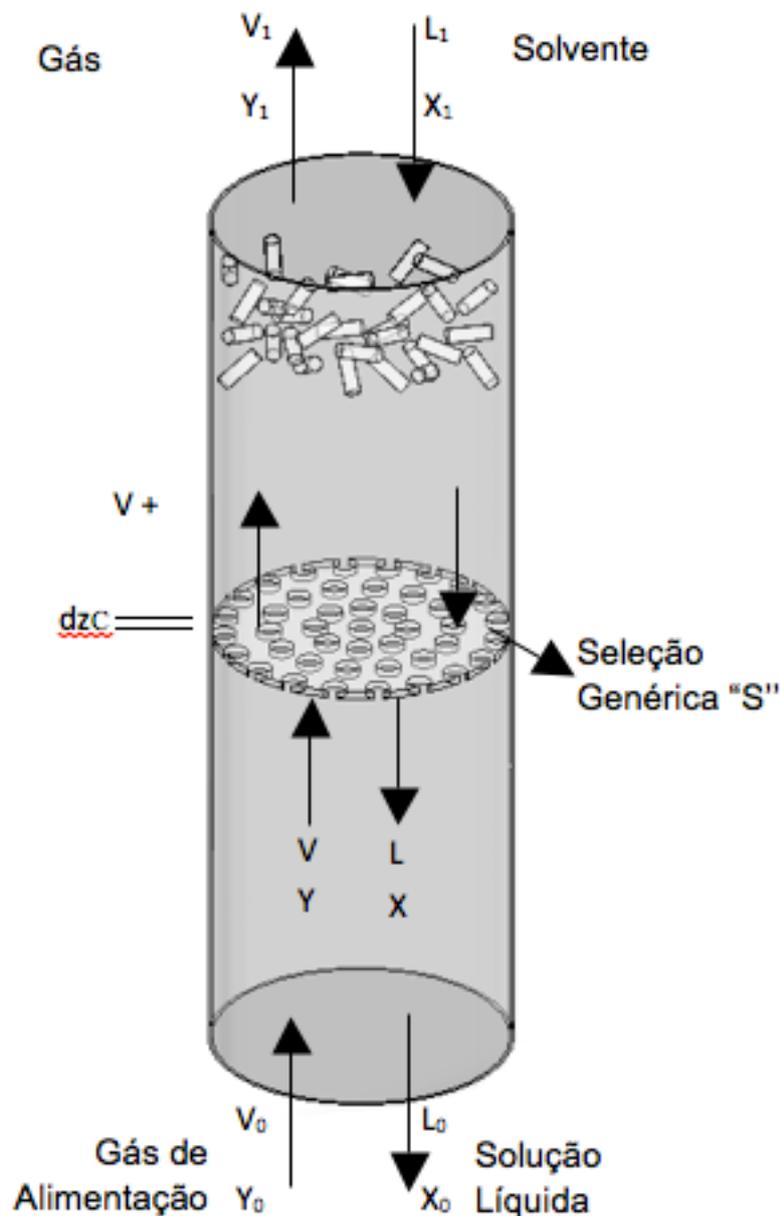


Figura 16 – Notação empregada na coluna de absorção.
(Fonte: MORAES JR., 2004)

Supondo que a quantidade absorvida (VdY), produto da vazão molar do gás isento do soluto e o mol do gás isento de soluto (dY) no trecho dz de seção "S" seja igual a taxa de transferência do soluto para a fase líquida pode-se escrever conforme equação 7.

$$V \cdot dY = K_y a \cdot S \cdot dz \cdot (Y^* - Y) \quad (7)$$

$$\left[\frac{\text{mol de gás sem soluto}}{h} \right] \cdot \left[\frac{\text{mol soluto}}{\text{mol gás sem soluto}} \right] = \left[\frac{\text{mol gás sem soluto}}{h \text{ m}^3} \right] \cdot [\text{m}^2] \cdot [\text{m}] \cdot \left[\frac{\text{mol soluto}}{\text{mol gás sem soluto}} \right]$$

Separando as variáveis, integrando para $K_y a$ constante tem-se a Equação 8.

$$z = \frac{V}{K_y a \cdot S} \int_{Y_T}^{Y_B} \frac{dY}{(Y - Y^*)} \quad (8)$$

o produto dos termos da direita da equação 8 é definido conforme equação 9:

$$z = H_{OG} \cdot N_{OG} \quad (9)$$

A altura da unidade de transferência (H_{OG}) está relacionada com a eficiência de separação e o número de unidade de transferência (N_{OG}) com a dificuldade de separação.

O coeficiente global $K_y a$ em fase gasosa pode ser determinado experimentalmente pelas Equações de 10 a 13.

$$z = \frac{V}{H_{OG} \cdot S} \quad (10)$$

$$V = W_{ar} / M_{ar} \quad (11)$$

$$W_{ar} = Q_{ar} \cdot \rho_{ar} \quad (12)$$

$$N_{OG} = \int_{Y_T}^{Y_B} \frac{dY}{(Y - Y^*)} \quad (13)$$

Obtém-se o coeficiente de transferência de massa $K_y a$ pela sequência de Equações de 14 a 19.

$$H_{OG} = V / (K_y a S) \quad (14)$$

$$K_y a = \frac{V}{H_{OG} \cdot S} \quad \left[\frac{\text{mol}}{\text{h m}^3} \right] \quad (15)$$

Sendo:

$$H_{OG} = \text{altura de uma unidade de transferência de massa} = z/N_{OG} \quad (16)$$

$$Z = \text{altura do recheio da coluna} \quad (17)$$

$$S = \text{seção da coluna} = \frac{\pi d^2}{4} \quad (18)$$

$$V = V_{ar} = \text{vazão molar do gás inerte (ar)} = W_{ar}/M_{ar} \quad (19)$$

$$W_{ar} = Q_{ar} \cdot \rho_{ar} = \text{vazão mássica} \quad (20)$$

$$Q_{ar} = \text{a vazão no rotâmetro} \quad (21)$$

$$\rho_{ar} = \frac{P M}{R T} = \text{densidade do ar, considerando gás ideal.} \quad (22)$$

$$P = P_{atm} + P_{man} \quad (23)$$

$$P_{atm} = \text{é a pressão medida no barômetro} \quad (24)$$

Obs.: a pressão referente à perda de carga do leito é normalmente desprezível

$$P_{man} = h(\gamma_{H_2O} - \gamma_{ar}) \cong h\gamma_{H_2O} \quad (\text{Tubo em "U"}) \quad (25)$$

ou, de forma mais simples

$$P_{atm} = h \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{Hg}} \quad (26)$$

$$M = \text{massa molar do ar} = 28,9 \text{ g/mol} \quad (27)$$

Segue-se a sequência de Equações de 28 a 33:

$$\rho_{ar} = \frac{P M_{ar}}{R T_{ar}} \quad (28)$$

$$W_{ar} = Q_{ar} \cdot \rho_{ar} \quad (29)$$

$$V = V_{\text{ar}} = \frac{W_{\text{ar}}}{M_{\text{ar}}} \quad (30)$$

ou, diretamente por

$$V = V_{\text{ar}} = \frac{Q_{\text{ar}} \cdot \rho_{\text{ar}}}{M_{\text{ar}}} = \frac{Q \frac{P M}{R T}}{M} = \frac{Q P}{R T} \quad (31)$$

sendo

T_{ar} a Temperatura de entrada de entrada do ar.

P a Pressão total.

$$N_{\text{OG}} \text{ o número de unidade de transferencia} = \int_{Y_{\text{T}}}^{Y_{\text{B}}} \frac{dY}{(Y - Y^*)} \quad (32)$$

$$Y^* = \frac{dY}{(Y - Y^*)} \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol ar sem CO}_2} \frac{(\text{solute})}{(\text{solvente puro})} \quad (33)$$

A relação de equilíbrio gás/líquido pode, para baixas concentrações, ser obtida pela lei de Henry (equação de uma reta), conforme Equação 34.

$$P_A = H x_A \quad (34)$$

sendo:

P_A é a pressão parcial de A na fase gasosa, atm

H é a constante de Henry, atm/fração molar (tabela A. 3-18 Geankoplis 2008)

x_A é a fração molar de A na fase líquida, mol A/mol solução

Dividindo a equação (34) pela pressão total P em atm tem-se

$$y_A^* = H' x_A \quad (35)$$

sendo:

$$y^*_a = P_A/P \quad (36)$$

H' é a constante de Henry em fração molar gás/fração molar líquido.

$$H' = H/P \quad (37)$$

Sendo:

P a pressão atmosférica

As equações gerais no equilíbrio são

$$y^* = H' \cdot x \quad (38)$$

$$Y^* = H' \cdot X \quad (39)$$

A equação de Y em função de X e a sua derivada de dY , necessárias para se obter o N_{OG} pela equação (7), são obtidas pelo balanço molar na coluna.

O balanço molar para o CO_2 pode ser feito, de forma simplificada, para soluções diluídas, supondo que o CO_2 seja o único componente que se redistribui entre a fase gás (V) e a fase líquida (L) ou seja: a) o ar é insolúvel na água; b) a água não se evapora na fase gás; c) a fase gás possui apenas CO_2 e ar; d) a fase líquida possui apenas CO_2 e o inerte água.

$$CO_2 \text{ que entra no topo (T)} + CO_2 \text{ que entra na base (B)} = CO_2 \text{ sai (B)} + CO_2 \text{ sai (T)} \quad (40)$$

$$L_T X_T + V_B Y_B = L_B X_B + V_T Y_T \quad (41)$$

$$\left[\frac{\text{mol}_{H_2O}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{mol } CO_2}{\text{mol}_{H_2O}} + \frac{\text{mol ar}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{mol } CO_2}{\text{mol ar}} = \frac{\text{mol}_{H_2O}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{mol } CO_2}{\text{mol}_{H_2O}} + \frac{\text{mol ar}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{mol } CO_2}{\text{mol ar}} \right]$$

uma vez que X_T é muito pequeno, $L_T = L_B = L$ e $V_B = V_T = V$

$$L X_T + V Y_B = L X_B + V Y_T \quad (42)$$

$$Y_B = \frac{V}{V} Y_T - \frac{L}{V} X_T + \frac{L}{V} X_B \quad (43)$$

$$Y_B = \frac{L}{V} X_B + Y_T - \frac{L}{V} X_T \quad (44)$$

$$Y_B = \frac{L}{V} X_B + \frac{V Y_T - L X_T}{V} \quad (45)$$

Generalizando:

$$Y_B = \frac{L}{V} X + \frac{(V Y_T - L X_T)}{V} \quad (46)$$

É comum se obter a relação L/V a partir das frações. Da Equação (42)

$L X_T + V Y_B = L X_B + V Y_T$ tem-se a Equação 47.

$$L X_T - L X_B = V Y_T - V Y_B \quad (47)$$

Colocando o L em evidência chega-se a Equação 48.

$$L (X_T - X_B) = V (Y_T - Y_B) \quad (48)$$

Isolando o L/V (equação clássica), obtém-se a Equação 49.

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_T - Y_B}{X_T - X_B} \quad (49)$$

Determinação das vazões e frações molares

y_B = fração molar do CO_2 na fase gás que entra na base da coluna

$$y_B = \frac{Q_{CO_2}}{Q_{ar} + Q_{CO_2}} \quad (50)$$

sendo:

Q_{ar} e Q_{CO_2} são obtidos diretamente nos rotômetros.

$$Y_B = \frac{y_B}{1 - y_B} \quad (51)$$

Determinando X_T

X_T é a fração molar do CO_2 na fase líquida que entra no topo da coluna, calculado pela titulação, da quantidade em gramas do líquido, ($m_{mistura}$) que entra.

$$m_{CO_2} = (N_{NaOH} \cdot V_{NaOH} \cdot Eq_{CO_2}) / 1000 \quad (52)$$

$$m_{CO_2} = \frac{m_{CO_2}}{m_{mistura}} \cdot 100 \quad (53)$$

$$m_{H_2O} = 100 - m_{CO_2} \quad (54)$$

então para determinar x_T minúsculo tem-se a Equação 55.

$$x_T = \frac{\frac{m_{CO_2}}{44}}{\frac{m_{CO_2}}{44} + \frac{m_{H_2O}}{18}} \quad (55)$$

para determinar X_T maiúsculo usa-se a Equação 56.

$$X_T = \frac{x_T}{1 - x_T} \quad (56)$$

Determinando X_B

X_B é a fração molar do CO_2 na fase líquida que sai na base da coluna, calculado pela titulação, da quantidade em gramas do líquido, (m_{mistura}) que sai

$$m_{\text{CO}_2} = (N_{\text{NaOH}} \cdot V_{\text{NaOH}} \cdot \text{Eq}_{\text{CO}_2}) / 1000 \quad (57)$$

$$m_{\text{CO}_2} = \frac{m_{\text{CO}_2}}{m_{\text{mistura}}} \cdot 100 \quad (58)$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 100 - m_{\text{CO}_2} \quad (59)$$

então para determinar x_B minúsculo tem-se:

$$x_B = \frac{\frac{m_{\text{CO}_2}}{44}}{\frac{m_{\text{CO}_2}}{44} + \frac{m_{\text{H}_2\text{O}}}{18}} \quad (60)$$

para determinar X_B maiúsculo usa-se a Equação 61.

$$X_B = \frac{x_B}{1 - x_B} \quad (61)$$

$$V = V_B = V_T = \text{vazão molar do ar, da equação (26)} \quad V = V_{\text{ar}} = \frac{W_{\text{ar}} \cdot \rho_{\text{ar}}}{M_{\text{ar}}} = \frac{Q \frac{P}{RT}}{M} = \frac{Q P}{R T}$$

L = vazão molar da água

$$L = \frac{W_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (62)$$

$$\text{sendo } W_{H_2O} = Q_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} \quad (63)$$

Substituindo as vazões molares e as frações molares na equação número (42), $L X_T + V Y_B = L X_B + V Y_T$, do balanço molar, determina-se a fração molar do CO_2 que sai pelo topo pelas Equações de 62 a 66.

$$Y_T = \frac{y_T}{1 - y_T} \quad (64)$$

$$\frac{1}{Y_T} = \frac{1 - y_T}{y_T} \quad (65)$$

$$\frac{1}{Y_T} = \frac{1}{y_T} - 1 \quad (66)$$

$$\frac{1}{y_T} = \frac{1 + Y_T}{Y_T} \quad (67)$$

$$y_T = \frac{Y_T}{1 + Y_T} \quad (68)$$

A linha de operação da equação (44) ($Y_B = \frac{L}{V} X + \frac{(V Y_T - L X_T)}{V}$) pode, com os valores das vazões e frações molares, ser determinada.

$$Y = \frac{L}{V} X + \frac{V Y_T - L X_T}{V} \quad (69)$$

A derivada dY/dX é

$$dY = Y dX \quad (70)$$

A resolução da integral da equação (8) $\int_{Y_T}^{Y_B} \frac{dY}{(Y - Y^*)}$ com as equações (39) $Y^* = H' \cdot X$, (69) e (70), fornece o número de unidades de transferência (N_{OG})

$$N_{OG} = \int_{Y_T}^{Y_B} \frac{dY}{(Y - Y^*)} \quad (71)$$

derivada de cte é 0 (zero), portanto

$$\int \frac{du}{u} = \ln u \quad (72)$$

O coeficiente de transferência de massa $K_y a$ para a mistura concentrada pode, finalmente, ser determinado pela equação (15), utilizando os dados das seguintes equações (9) e (71).

Para o cálculo da porcentagem de recuperação do CO_2 tem-se a Equação 4.

No caso de mistura concentrada o método para o cálculo de $K_y a$ é descrito por (McCABE e SMITH, 2005)

3.2. MATERIAL

3.2.1. PROJETO E DESENHO DO DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO TIPO “ESPINHA DE PEIXE”

O dimensionamento do distribuidor tipo aspersor ou “espinha de peixe”, para a coluna de absorção experimental foi baseado no número mínimo de pontos de distribuição que é na faixa de 60 a 100 / m^2 (MORAES et al. 2008). Conforme as Equações de 73 a 80.

Diâmetro interno da coluna (D_i)

$$D_i = 75,5 \text{ mm} \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} = 0,0755 \text{ m} \quad (73)$$

$$\text{raio} = \frac{D_i}{2} = \frac{75,5 \text{ mm}}{2} = 37,75 \text{ mm} \quad (74)$$

$$\text{anel dos orifícios} = \frac{\text{raio}}{2} = \frac{37,75 \text{ mm}}{2} = 18,875 \text{ mm (Figura 17)} \quad (75)$$

$$A = \frac{\pi D_i^2}{4} = \frac{\pi (0,0755\text{m})^2}{4} = 4,4769 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \frac{100 \text{ furos}}{1 \text{ m}^2} \quad (76)$$

Para a área da coluna $4,4769 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$, o anel de distribuição foi obtido dividindo-se pela metade o raio da coluna.

Com seis (6) furos neste anel foi determinada a relação de 1340 furos/m².

$$\text{Número de furos} = \frac{6 \text{ furos}}{4,4769 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2} = 1340 \text{ furos/m}^2 \quad (77)$$

A Figura 17 apresenta o esboço do distribuidor de líquidos “tipo espinha de peixe”

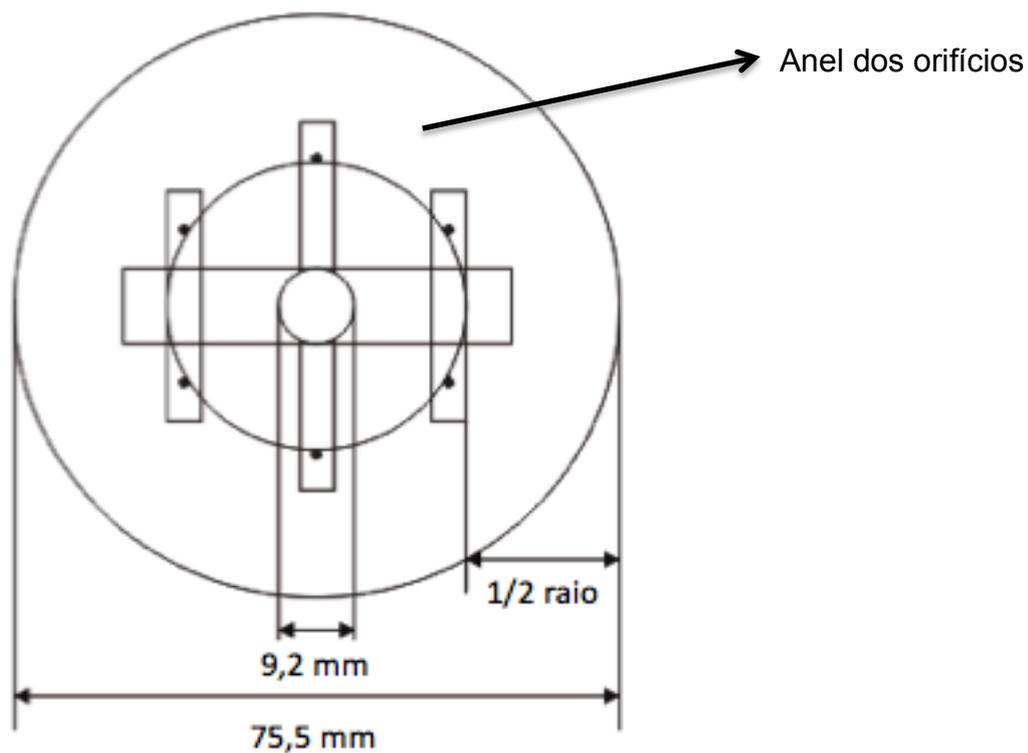


Figura 17 – Esboço do distribuidor de líquido tipo espinha de peixe.

As Figuras 18 e 19 apresentam respectivamente os distribuidores de líquidos na medida lateral e na medida do tubo central e acoplado ao espelho na Figura 20.

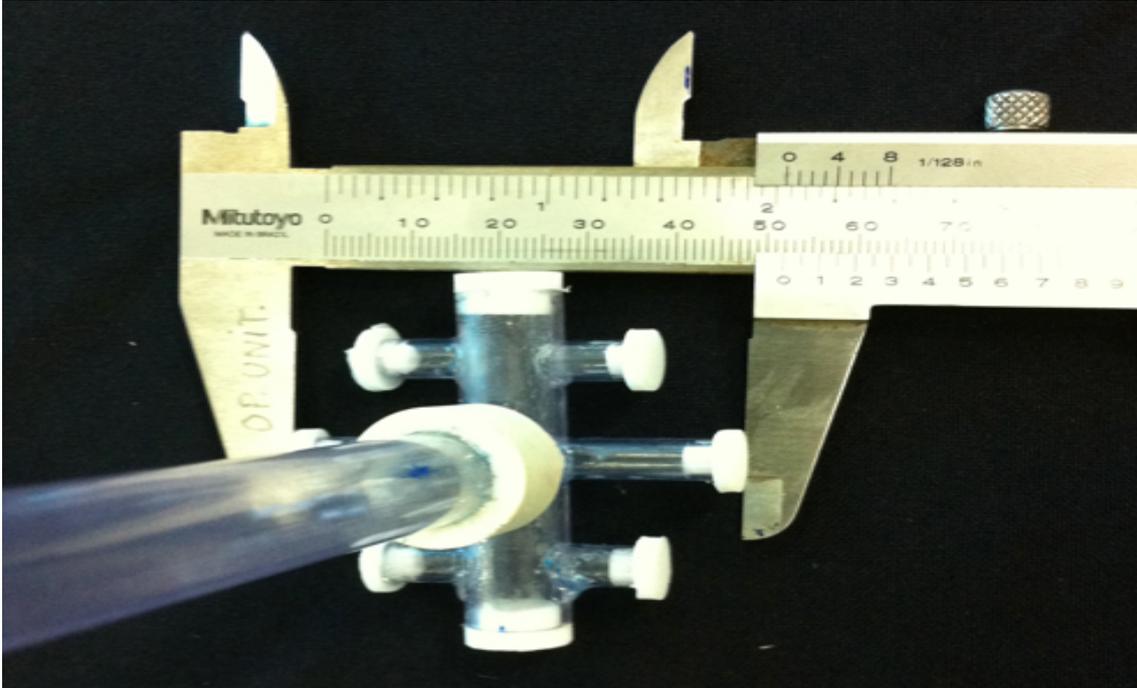


Figura 18 – Distribuidor de líquido tipo espinha de peixe. Medida lateral.

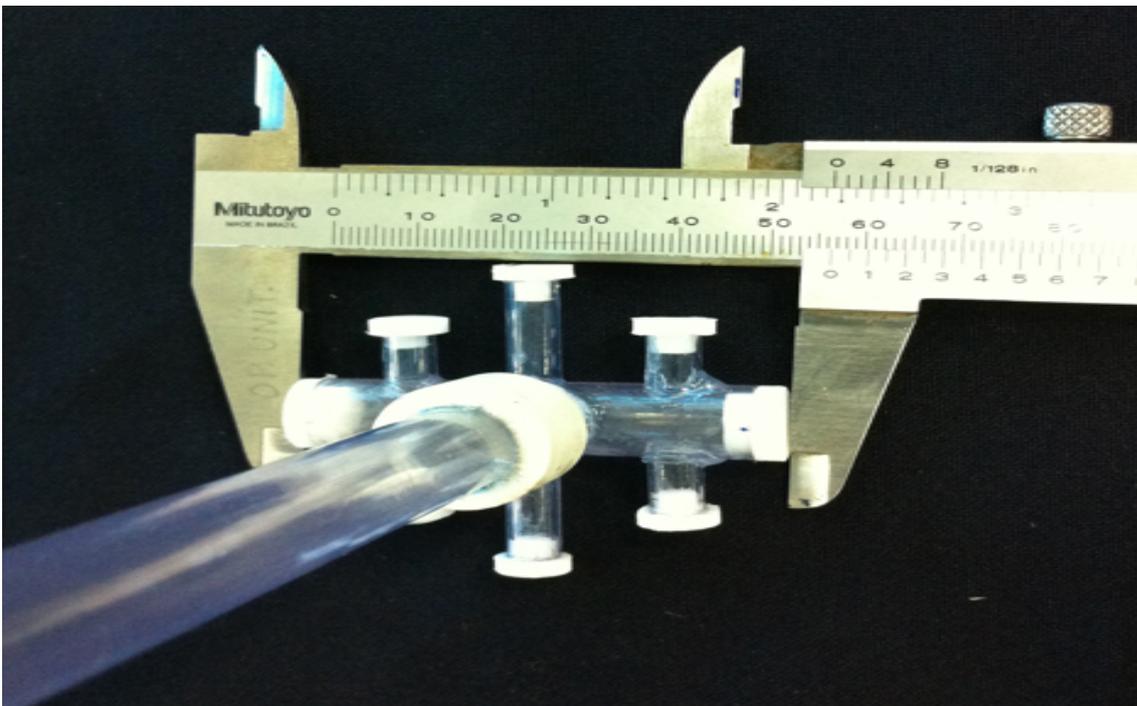


Figura 19 – Distribuidor de líquido tipo espinha de peixe. Medida do tubo central.



Figura 20 – Distribuidor de líquido tipo espinha de peixe acoplado ao espelho.

3.2.2 DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDOS TIPO “TUBULÃO”

A Figura 21 mostra o distribuidor de líquido de um único orifício, também conhecido como distribuidor tipo “tubulão” utilizado no presente trabalho, sendo constituído de um tubo de 9,2 mm de diâmetro interno com um único furo.



Figura 21 – Distribuidor de líquidos tipo “tubulão”.

3.3 COLUNA DE ABSORÇÃO E ACESSÓRIOS

Para determinar a melhor altura do distribuidor de líquido e a melhor vazão de água para uma melhor eficiência de absorção de CO_2 , foi utilizado uma unidade experimental para absorção de CO_2 com e sem reação química juntamente com a aparelhagem para as titulações. O presente trabalho foi iniciado após algumas modificações de melhoria e adaptação para garantir o sucesso da pesquisa. Na Figura 22, o esboço da unidade experimental original.

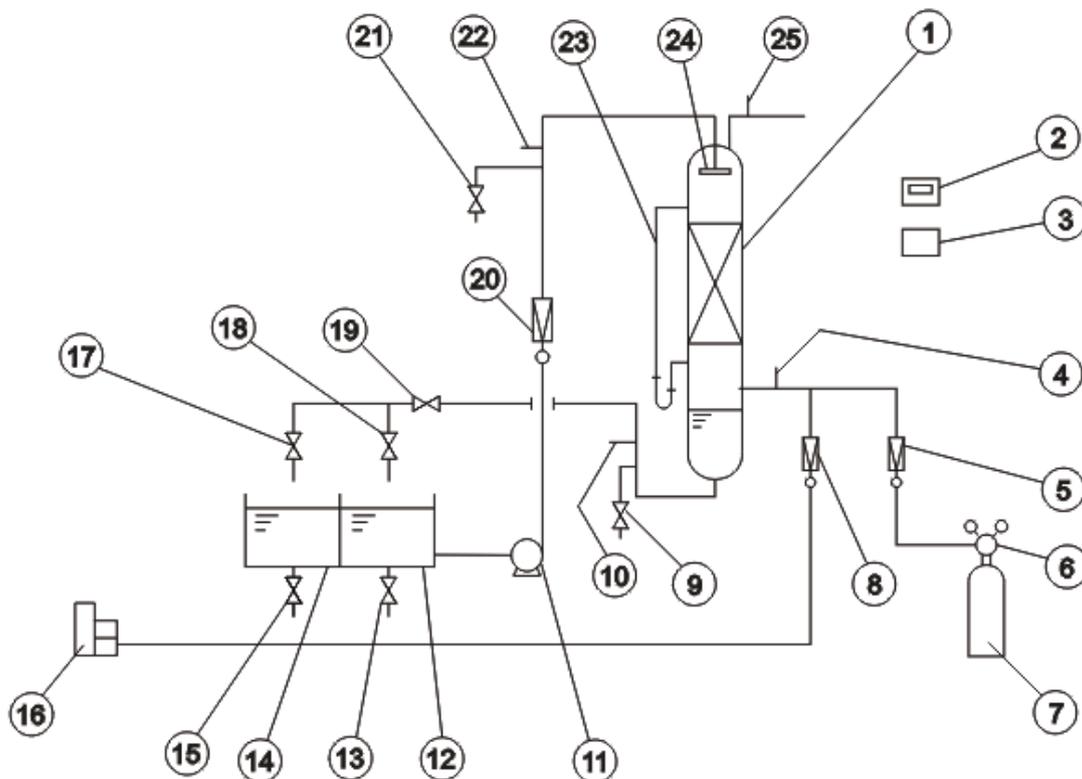


Figura 22 – Diagrama da Coluna de absorção original. 1) coluna de recheio com anéis de Rasching de 3/8"; 2) indicador de temperatura; 3) seletor; 4) termopar de entrada da mistura CO_2/ar ; 5) rotâmetro da linha de CO_2 ; 6) válvula redutora de pressão de CO_2 ; 7) cilindro com CO_2 ; 8) rotâmetro da linha de ar; 9) válvula da linha da amostra de fundo; 10) termopar da base; 11) bomba centrífuga; 12) caixa de alimentação da coluna com água destilada; 13) válvula de descarga da caixa alimentação; 14) caixa de coleta do líquido com o gás absorvido; 15) válvula de descarga da caixa de coleta; 16) soprador; 17) válvula de entrada da caixa de coleta; 18) válvula de entrada da caixa de alimentação; 19) válvula de controle de nível do líquido na base da coluna; 20) rotâmetro da linha de água; 21) válvula da linha de amostra de topo; 22) termopar da água de alimentação; 23) manômetro em "U"; 24) distribuidor de água; 25) termopar de saída da mistura CO_2/ar (Fonte: MORAES JR., 2004)

Antes de serem iniciados os experimentos a coluna experimental passou por uma prévia manutenção. Uma limpeza de todo o sistema foi realizada. O recheio constituído de anéis de plástico de Rasching de 3/8" foram retirados e lavados um a um, (Figura 23), a coluna foi lavada e secada. Um novo espelho de diâmetro nominal 113,1 mm foi instalada, na Figura 24 tem-se o espelho quebrado e nas Figuras e 25 e 26 o espelho novo manufaturado no próprio Laboratório de Operações Unitárias. Todos os medidores de temperatura foram aferidos. Os rotâmetros também foram aferidos a partir da coleta de 3 amostras na vazão de 2 L/min somadas e divididas por 3 utilizando a técnica da massa por unidade de tempo. Foi fixada a mangueira de entrada de ar e CO₂ que estava em uma posição onde acumulava água. Uma proteção em acrílico foi colocada na ventoinha do cooler da bomba de água que encontrava-se sem proteção para evitar que ficasse exposto, podendo causar algum acidente. Um novo manômetro em "U" com mercúrio foi instalado para se obter a perda de carga no sistema de fornecimento de água. A Figura 27 mostra a coluna de absorção com as melhorias empregadas.

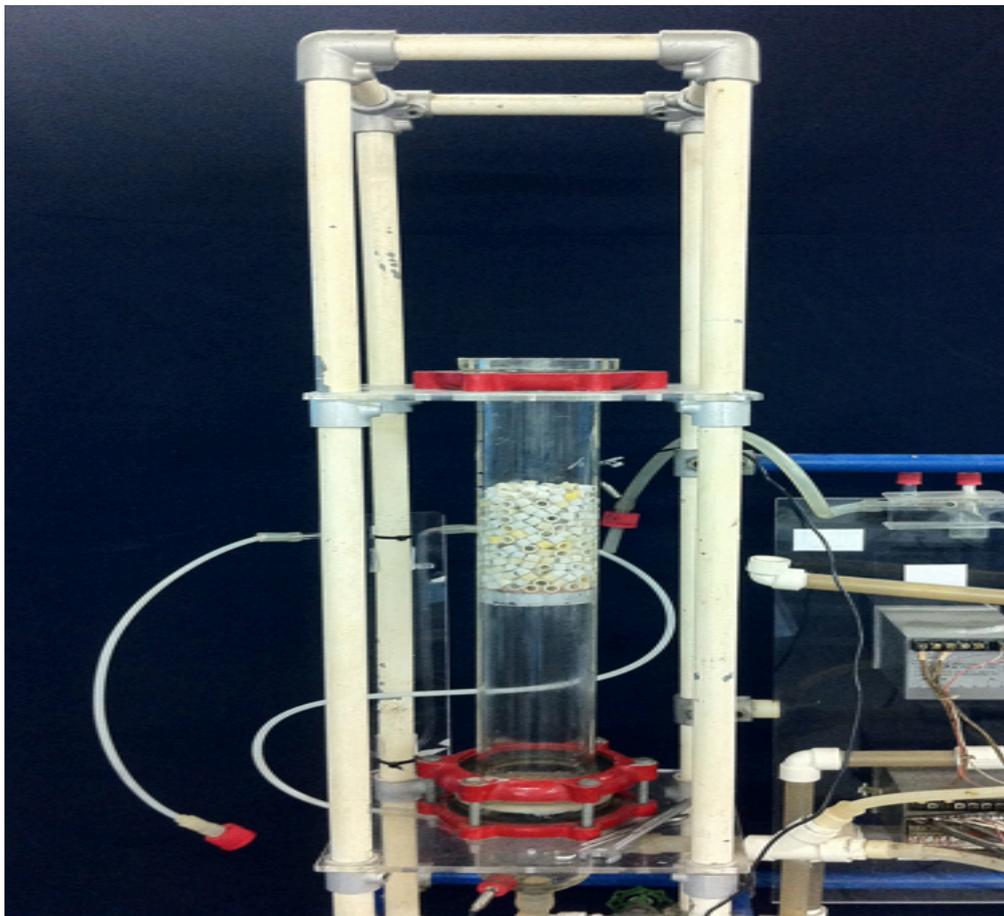


Figura 23 – Manutenção nos anéis plástico de rasching de 3/8”.

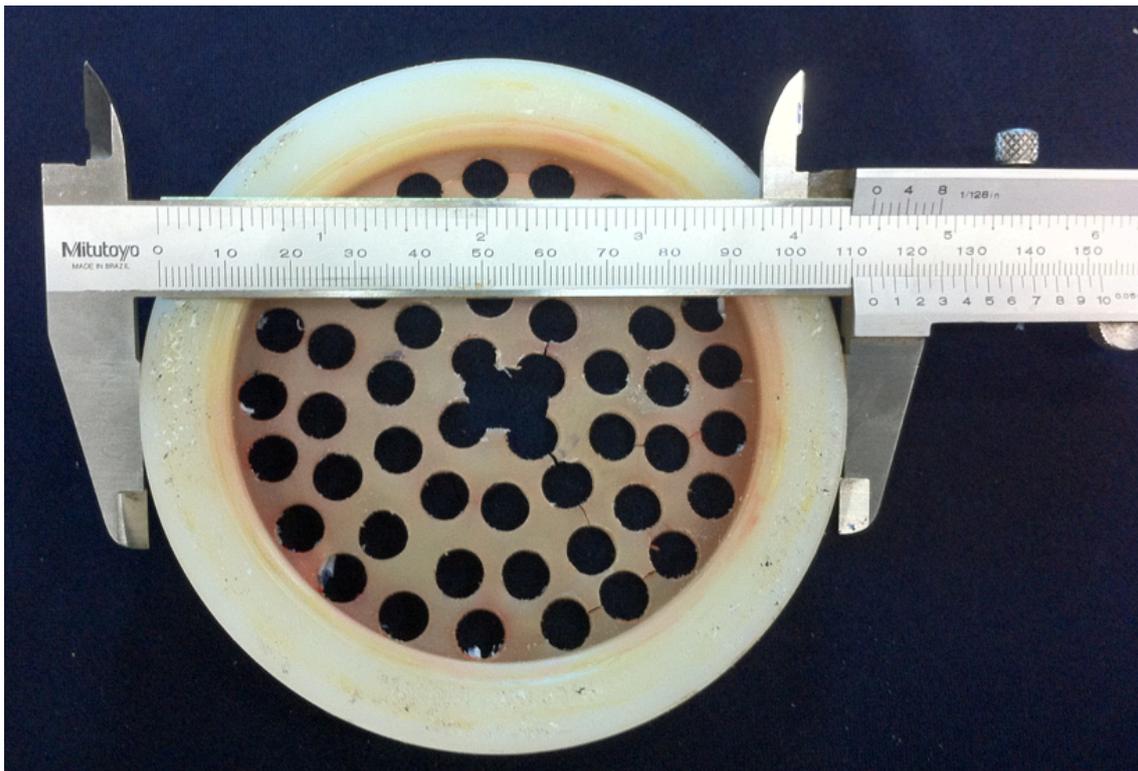


Figura 24 – Espelho antigo e quebrado.

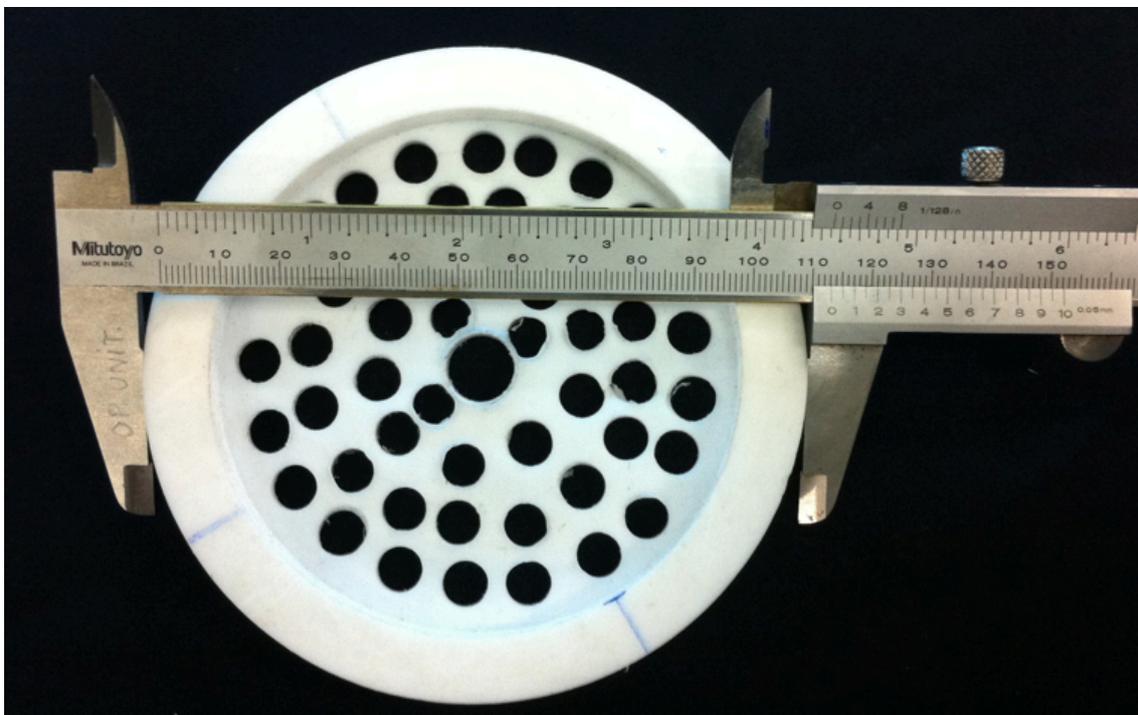


Figura 25 – Espelho novo.



Figura 26 – Espelho novo.

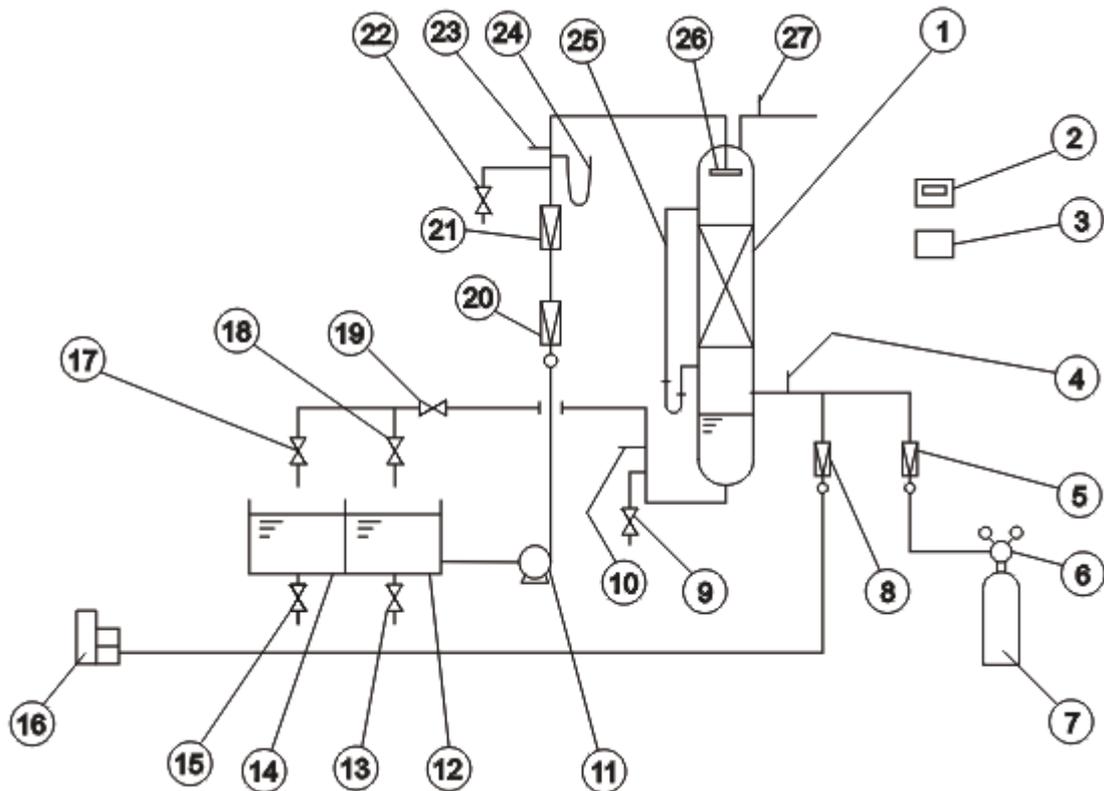


Figura 27 - Diagrama da Coluna de absorção com melhorias. 1) coluna de recheio com anéis de Rasching de 3/8"; 2) indicador de temperatura; 3) seletor; 4) termopar de entrada da mistura CO₂/ar; 5) rotômetro da linha de CO₂; 6) válvula redutora de pressão de CO₂; 7) cilindro com CO₂; 8) rotômetro da linha de ar; 9) válvula da linha da amostra de fundo; 10) termopar da base; 11) bomba centrífuga; 12) caixa de alimentação da coluna com água destilada; 13) válvula de descarga da caixa alimentação; 14) caixa de coleta do líquido com o gás absorvido; 15) válvula de descarga da caixa de coleta; 16) soprador; 17) válvula de entrada da caixa de coleta; 18) válvula de entrada da caixa de alimentação; 19) válvula de controle de nível do líquido na base da coluna; 20) rotômetro da linha de água; 21) rotômetro da linha de água ligado em série com escala menor; 22) válvula da linha de amostra de topo; 23) termopar da água de alimentação; 24) manômetro em "U"; 25) manômetro em "U"; 26) distribuidor de água; 27) termopar de saída da mistura CO₂/ar.

A Figura 28, mostra a foto da coluna de absorção utilizada nos experimentos.

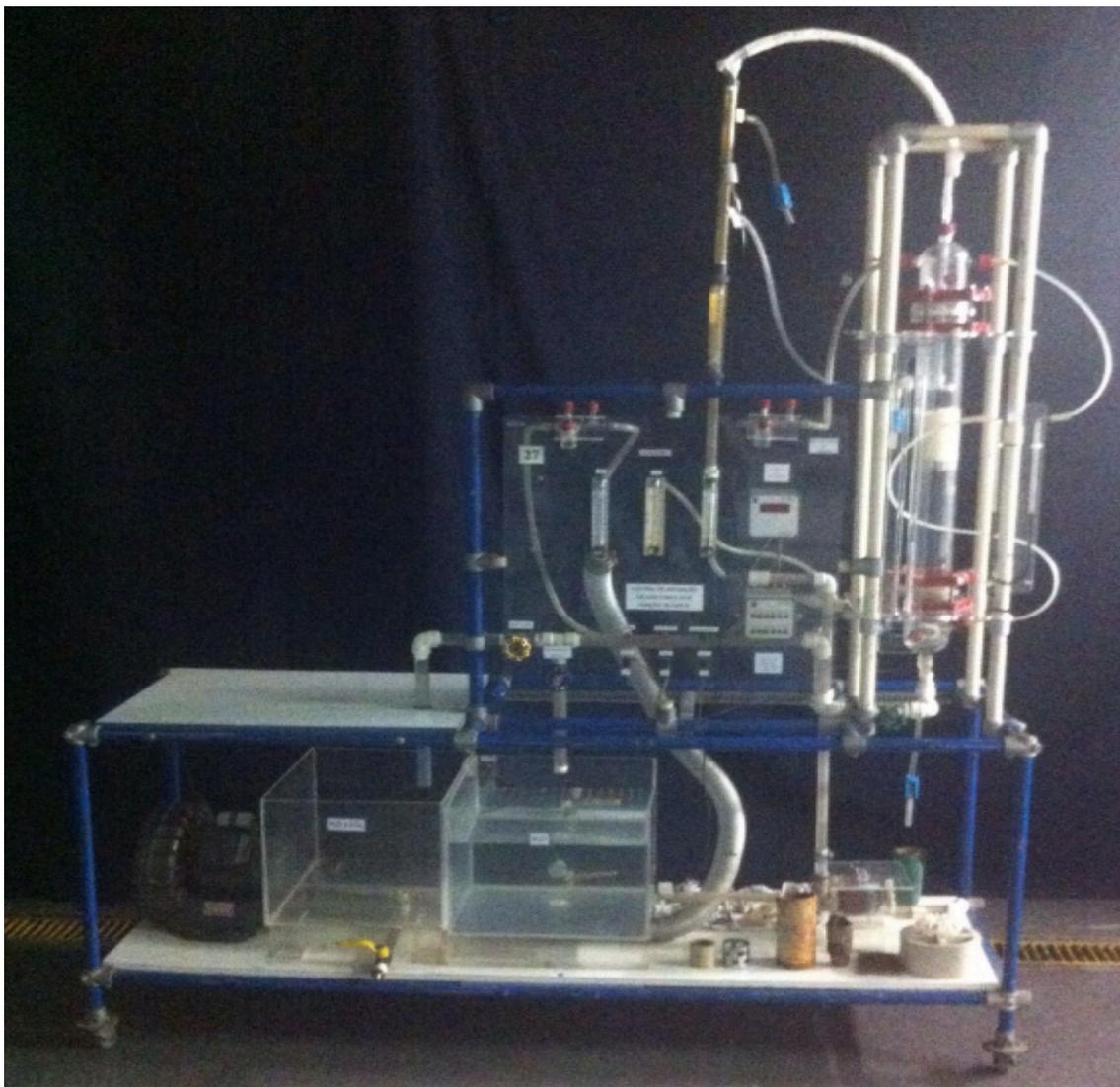


Figura 28 – Unidade de Absorção de CO₂.

3.3.1 APARELHAGEM PARA A TITULAÇÃO

Para os experimentos foi utilizado ,bureta de 50 mL, garra de bureta, pipeta de 20 ou 10 mL, pêra de borracha, suporte universal, erlenmeyer de 250 mL, bequer de 500 mL, funil, pisseta, provetas de 50 e 250 mL, cilindro de CO₂, paquímetro, escala métrica 30 cm e barômetro digital.

3.4 MÉTODO

O planejamento do presente trabalho é apresentado a seguir:
Sendo três níveis (3 vazões e 3 distâncias), duas variáveis (vazão e distância) e dois tipos de distribuidores.

Variáveis:

Número de vazões: 3

- a) 0,2 L/min
- b) 0,8 L/min
- c) 1,4 L/min

Número de alturas do distribuidor de líquido: 3

- a) 0 D - distribuidor no topo do recheio
- b) $\frac{1}{2}$ D - distribuidor a meio diâmetro da coluna de distância do recheio
- c) 1 D - distribuidor a um diâmetro da coluna de distância do recheio

Portanto $(\text{nível})^{\text{variável}} \cdot (\text{número de distribuidores})$

$3^2 \cdot 2 = 18$ experimentos, com duas repetições foram necessários 36 experimentos para a conclusão do trabalho como apresentado na Figura 29.

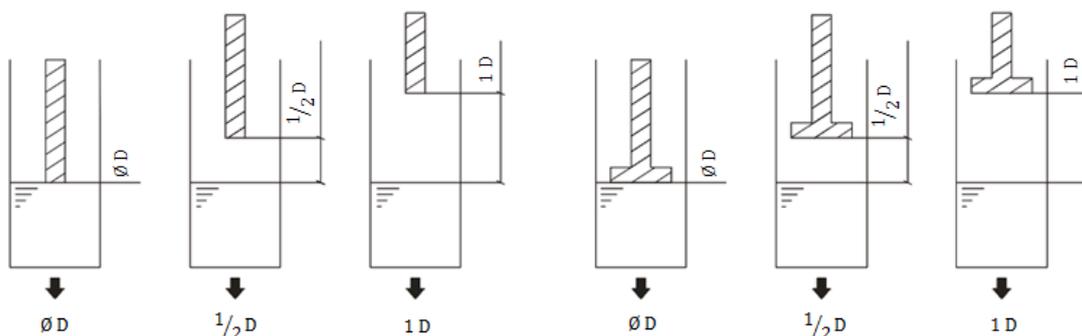


Figura 29 - Esboço do posicionamento dos distribuidores de líquido em relação ao recheio para três vazões cada.

3.5 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

3.5.1 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA OBTENÇÃO DO K_{ya}

O procedimento utilizado para a obtenção do coeficiente de transferência de massa K_{ya} referente a Figura 24 foi:

- a) Utilizou-se um barômetro digital para fazer a medição da pressão atmosférica da sala onde a coluna de absorção estava instalada. Foi anotado o valor, pois a pressão é utilizada nos cálculos de K_{ya} .
- b) Verificou-se todos os interruptores e controladores, estavam na posição “desliga” (“off”).
- c) Conectou-se o plugue elétrico na tomada. Foi verificada a tensão de entrada. A unidade usada para os experimentos operava com 220 volts.
- d) Preencheu-se a coluna de absorção com uma altura de recheio de 183 mm.
- e) Fechou-se todas as válvulas da unidade.
- f) Preencheu-se a caixa de alimentação (12) com água destilada com a caixa (14) vazia.
- g) Abriu-se a válvula do rotâmetro de água (20) e as de gaveta (19) e (17).
- h) Ligou-se o motor que aciona a bomba (11). O sentido de escoamento foi, caixa (12), bomba (11), rotômetros (20) e (21), distribuidor de líquido (26), coluna com recheio (1), válvulas (19) e (17) e caixa (14).
- i) Com a válvula do rotâmetro (8) aberta, ligou-se o motor do soprador (16) (fonte de ar).
- j) Deixou-se a água circular por 1 minuto para limpar o sistema. Durante esse processo e (DURANTE TODO O EXPERIMENTO) controlou-se a abertura da válvula (19) para manter o nível da água (selo líquido) na base da coluna (entre a saída de fundo e a tomada inferior do tubo em “U”).
- k) Enquanto a água circulava para limpeza do sistema, abriu-se (sentido horário) e lentamente a válvula redutora de pressão (6) do cilindro de CO_2 (7) observando-se no manômetro da válvula (7) o incremento de pressão durante a abertura.

- l) Fixou-se a vazão de água do rotâmetro (20) de acordo com a vazão utilizada no experimento. Nos experimentos do presente trabalho foram utilizados 0,2, 0,8 e 1,4 L/min sempre observando o ponto de inundação. Quando controlou-se a abertura da válvula (19) para manter o nível da água (selo líquido).
- m) Fixou-se a vazão de ar com leitura no rotâmetro (8) em 20 L/min (litros por minuto).
- n) Abriu-se a válvula do rotâmetro de CO_2 (5) para a vazão de 25 L/min. Essa válvula foi aberta por último para economizar o CO_2 e evitar que o mesmo seja liberado para a atmosfera.
- o) Após estabelecer as vazões dos passos (l, m, n), foi deixado o sistema em funcionamento por 1 minuto para homogeneização do sistema.
- p) Durante o passo (o), foi feita as medições de perda de carga e da pressão do sistema nos manômetros em “U” e anotados.
- q) Simultaneamente, utilizando-se dois operadores, abriu-se a válvula (22) de amostra e água que entra no topo, e a válvula (9) de da água que sai da base e coletou-se em um bequer de 500 ml um volume de 100 ml que foi descartado.
- r) Com as válvulas (22 e 9) ainda abertas, coletou-se em um erlenmeyer limpo e seco uma amostra de aproximadamente 100 ml de água com CO_2 .
- s) As amostras foram pesadas em uma balança analítica. Evitou-se a agitação do erlenmeyer durante o processo de pesagem para não ter perda do CO_2 .
- t) Titulou-se as duas amostras simultaneamente com NaOH 0,01 N padronizado e (fatorado) empregando-se 5 gotas de fenolftaleína 1% como indicador.
- u) Calculou-se o coeficiente de transferência de massa $K_y a$ e a porcentagem de recuperação.

3.5.2. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA PREPARAÇÃO DA SOLUÇÃO DE NaOH 0,01 N

O método empregado na preparação da solução de NaOH 0,01 N foi:

- a) Utilizando um erlenmeyer de 250 ml, pesou-se em uma balança analítica 0,4 g de NaOH.
- b) Foi dissolvido 0,4 g de NaOH em um erlenmeyer com água destilada.
- c) Esfriou-se e transferiu-se (lavando o erlenmeyer para evitar resíduos) para um balão volumétrico de 1000 ml.
- d) Avolumou-se o balão com água destilada.

3.5.3. PROCEDIMENTO PARA A PADRONIZAÇÃO DA SOLUÇÃO DE NaOH 0,01 N

- a) Durante todo o processo utilizaram-se equipamentos de proteção individual como: luvas, máscaras e óculos de segurança.
- b) Em um erlenmeyer de 250 ml pesou-se em uma balança analítica, 0,04g de biftalato de potássio, (padrão primário, seco em estufa a 100°C, por 1 hora e esfriado em dessecador).
- c) Adicionou-se ao erlenmeyer 100 ml de água destilada e agitou-se cuidadosamente para dissolução total do biftalato de potássio.
- d) Adicionou-se ao erlenmeyer 6 gotas de solução de fenolftaleína 1%.
- e) Ambientou-se e preencheu-se uma bureta de 50 ml com a solução de NaOH 0,01 N
- f) Titulou-se com o biftalato de potássio do erlenmeyer e calculado o fator.
- g) Rotulou-se a solução com: nome da solução, fator de correção , concentração, data de preparo, nome da pessoa que fez a preparação e a validade
- h) Após a titulação acondicionou-se a solução em um vidro bem fechado em lugar seco e ao abrigo de luz (MORITA, 1972).

4. RESULTADOS E DISCUSÕES

O posicionamento e o tipo de distribuidor de líquidos utilizado no presente trabalho, tem se mostrado como a grande chave para o sucesso na eficiência positiva na absorção de dióxido de carbono.

Os 18 experimentos e as 18 repetições realizados no presente estudo, Figuras 30, 31 e 32 mostraram que usando o distribuidor de tubo com um único orifício, “tubulão”, independentemente da altura, zero, meio e uma vez o diâmetro da coluna em relação ao recheio e nas vazões de 0,2 L/min e 0,8 L/min a porcentagem de recuperação, PR, de CO₂ foi praticamente a mesma, não influenciando no resultado. Em contra partida com a variação da vazão do absorvente, partindo de 0,8 para 1,4 L/min na posição do distribuidor de líquidos uma vez o diâmetro pode-se afirmar que houve um aumento significativo na porcentagem de recuperação de CO₂ de 30%. O Apêndice F fornece um exemplo dos cálculos.

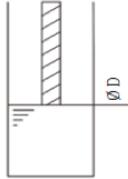
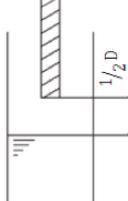
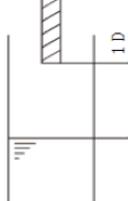
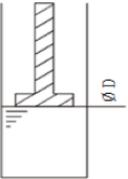
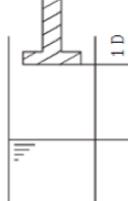
VAZÃO = 0,2 LPM			
	̸D	1/2 D	1 D
KYA (mol/min m ³)	0,8826	0,934	1,033
Porcentagem de Recuperação	0,008	0,088	0,088
Porcentagem de CO ₂ em água	96,05	98,17	98,23
VAZÃO = 0,2 LPM			
	̸D	1/2 D	1 D
KYA (mol/min m ³)	0,773	0,662	1,001
Porcentagem de Recuperação	0,072	0,064	0,088
Porcentagem de CO ₂ em água	96,76	97,41	99,13

Figura 30 – Esboço e resultados dos experimentos executados com a vazão do soluto a 0,2 L/min.

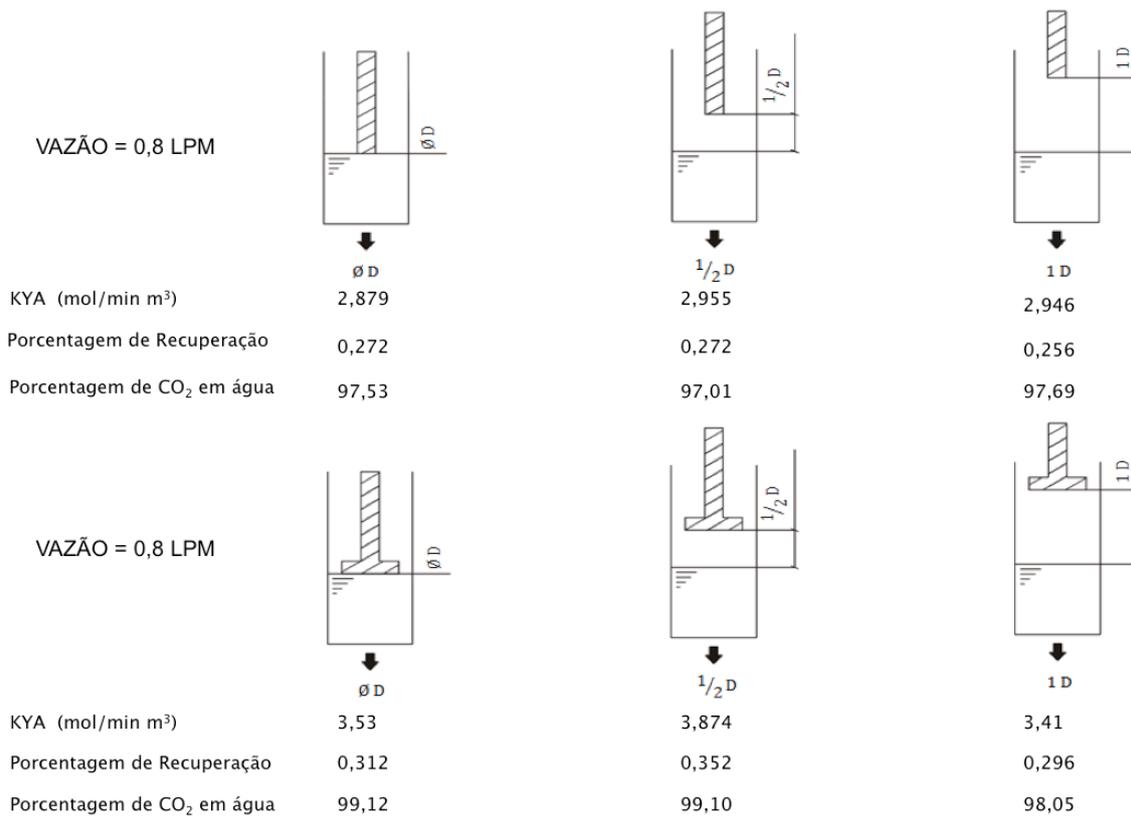


Figura 31 – Esboço e resultados dos experimentos executados com a vazão do soluto a 0,8 L/min.

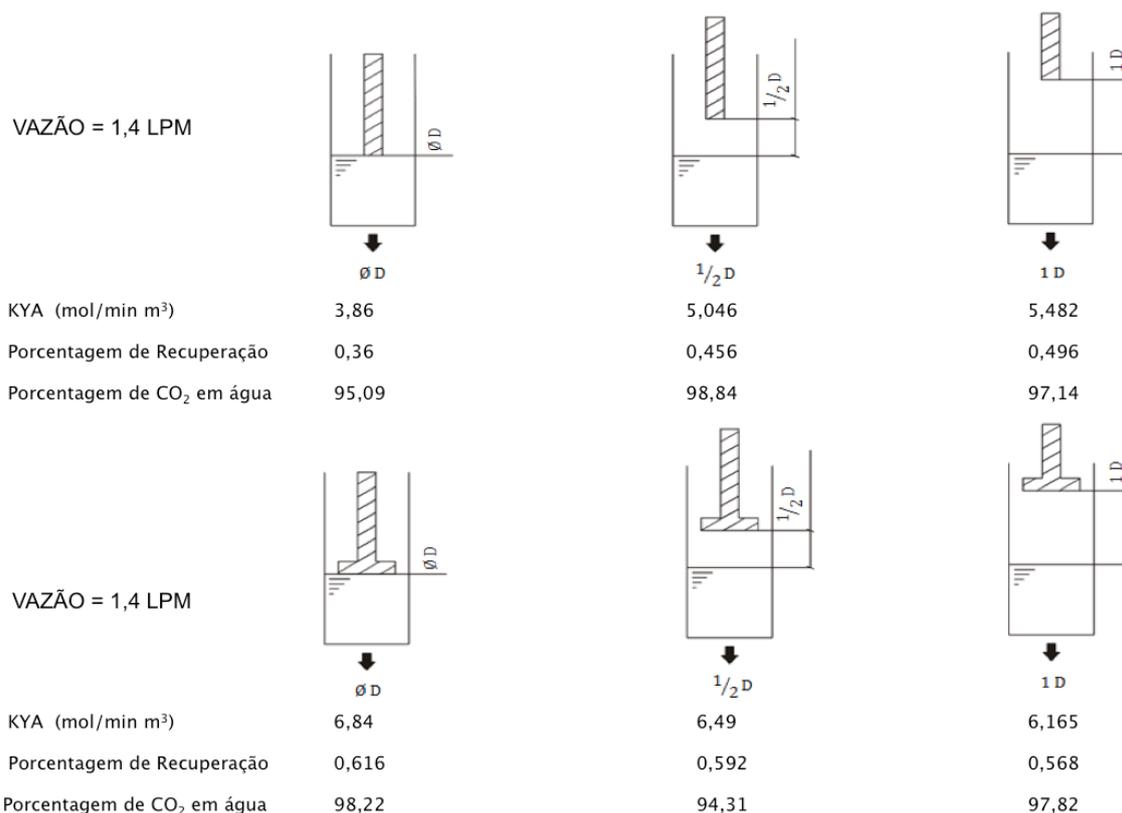


Figura 32 – Esboço e resultados dos experimentos executados com a vazão do soluto a 1,4 L/min

5 CONCLUSÃO E SUGESTÕES

Através dos teores de dióxido de carbono medidos antes e depois, vê-se no gráfico que a porcentagem de recuperação em função do distribuidor tipo “espinha de peixe” para as vazões de soluto de 0,2, 0,8 e 1,4 L/min, foram respectivamente, 0,076%, 0,32% e 0,59%, e que a porcentagem de recuperação em função ao distribuidor de um único orifício tipo “tubulão”, para as vazões de soluto de 0,2, 0,8 e 1,4 L/min, foram respectivamente, 0,08%, 0,27% e 0,476% podendo concluir que o melhor cenário para absorção de dióxido de carbono CO₂, foi com o distribuidor de líquidos posicionado a distância do recheio de uma vez o diâmetro da coluna.

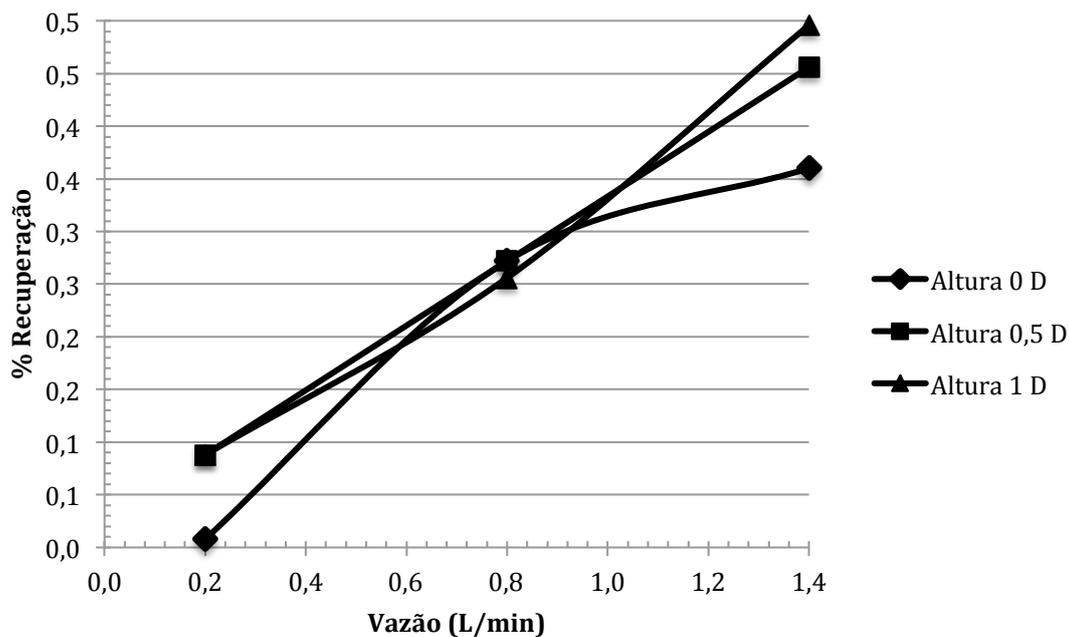


Figura 33 – Porcentagem de recuperação de CO₂ em função da vazão com distribuidor do tipo tubulão.

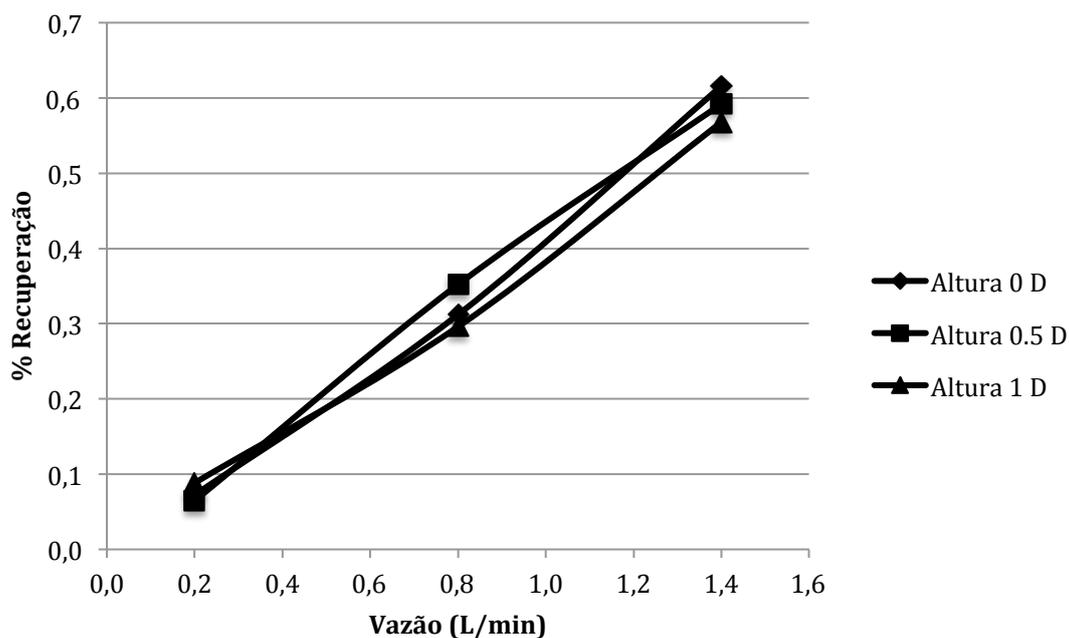


Figura 34 – Porcentagem de recuperação de CO₂ em função da vazão com o distribuidor tipo espinha de peixe.

As figuras 35 e 36 apresentam os resultados dos cálculos dos coeficientes de transferência de massa considerando mistura diluída como citado

anteriormente. Em função da hipótese de gás diluído não ter sido válida os valores de K_{ya} não demonstraram em geral a diferença entre os distribuidores

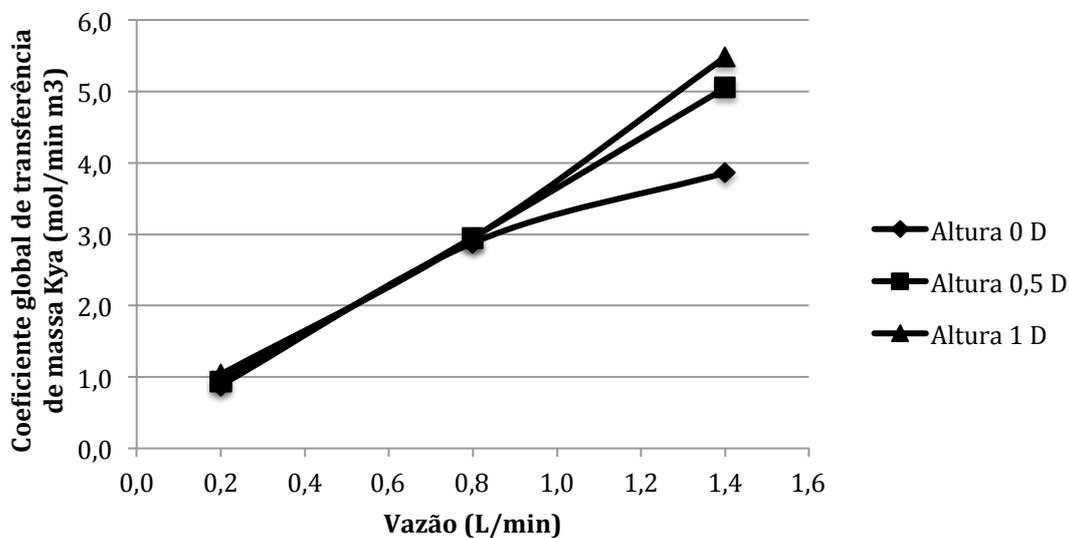


Figura 35 – Coeficiente global de transferência de massa K_{ya} em função da vazão com o distribuidor do tipo tubulão.

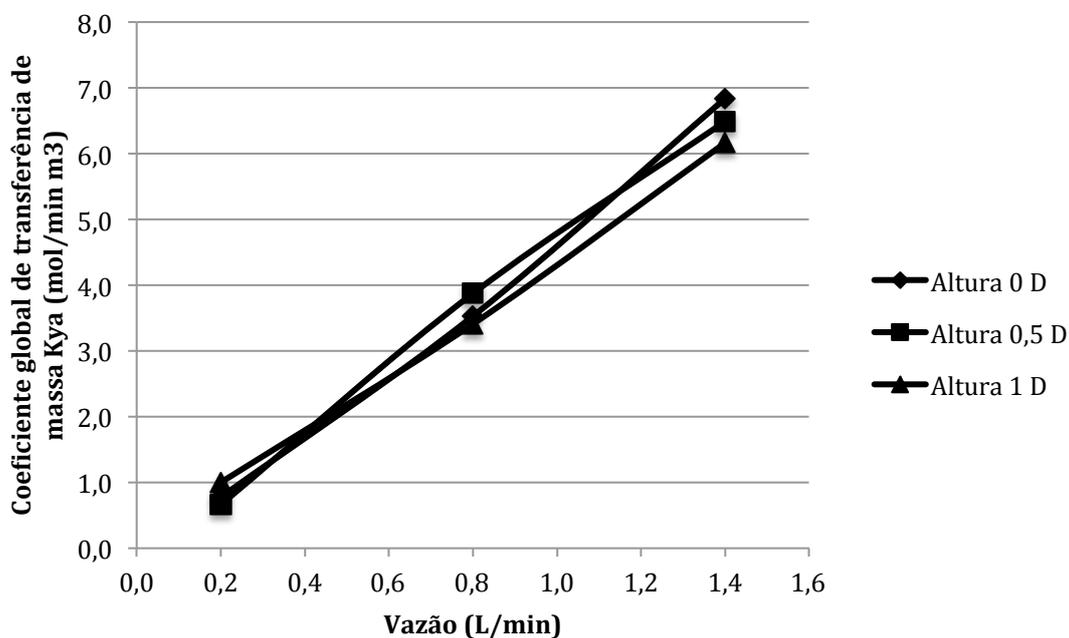


Figura 36 – Coeficiente global de transferência de massa K_{ya} em função da vazão com o distribuidor tipo espinha de peixe.

Nas Figuras de 37 e 38 apresenta-se as curvas da porcentagem de CO₂ em água em função vazão para os distribuidores do tipo tubulão e espinha de peixe.

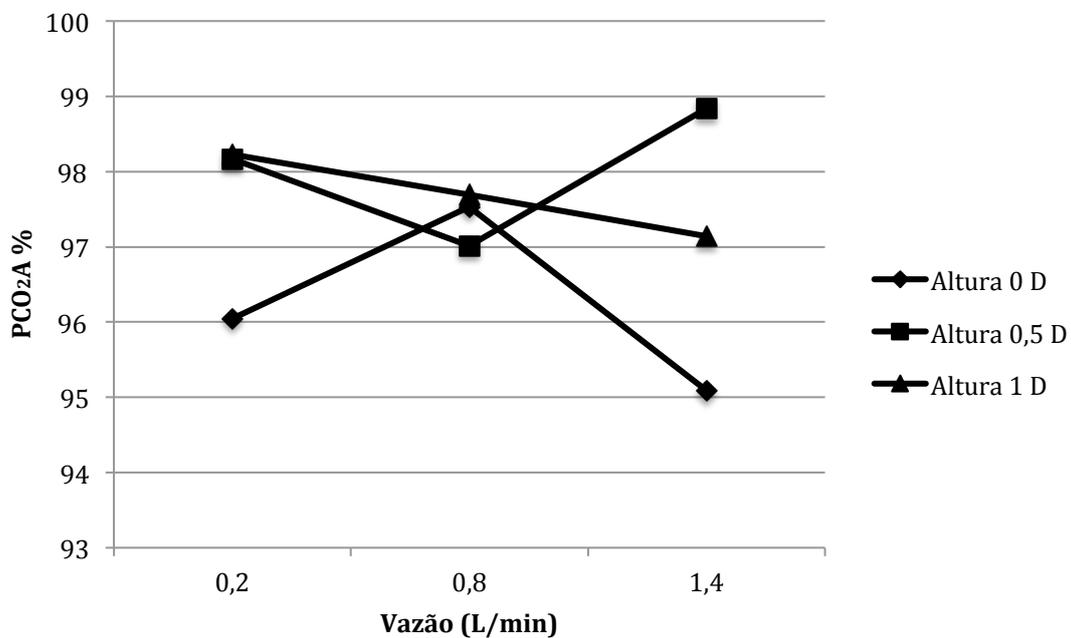


Figura 37 – Porcentagem de CO₂ retido na água em função da vazão com distribuidor do tipo tubulão.

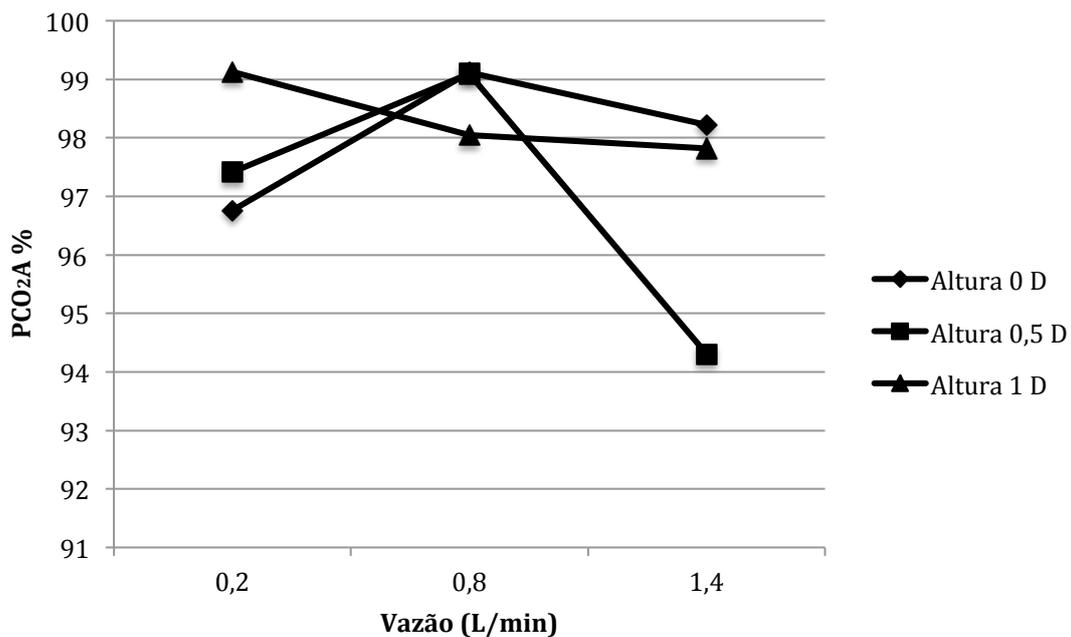


Figura 38 – Porcentagem de CO₂ retido na água em função da vazão com distribuidor do tipo espinha de peixe.

Como sugestão para trabalhos futuros calcular os coeficientes de transferência de massa com mistura concentrada, para verificar a coerência com os valores obtidos experimentalmente.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABDEL-AAL, H.K.; AGGOUR, M.; FAHIM, M.A. **Petroleum and Gas Field Processing**. Editora Taylor & Francis, ISBN 978-0-8247-0962-4. eISBN 978-1-62870-563-8. 2003. P. 252-257 e P. 269-272.

ABUIN, G. A.; DIAZ, D. G.; NAVAZA, J. M. **Kinetics of Carbon Dioxide Chemical Absorption into Cyclic Amines Solutions**. Artigo publicado na Revista PF&PT and Ecoeficiencia Research Teams, Dept. of Chemical Engineering, ETSE, University of Santiago de Compostela, Santiago de Compostela, Galicia E-15782, Spain, 2010.

ALBRIGHT, L. F. **Albright's Chemical Engineering Handbook**, 2009. Editora Taylor & Francis, 2009. ISBN 978-0-8247-5362-7, eISBN 978-1-62870-475-4, 2009. P. 1074.

ALBRIGHT, L. F. **Albright's Chemical Engineering Handbook**. Editora Taylor & Francis. ISBN 978-0-8247-5362-7 eISBN 978-1-62870-475-4, 2009. P. 1039 – 1040.

ALBRIGHT, L. F. **Albright's Chemical Engineering Handbook**. Editora CRC Press. ISBN 978-0-8247-5362-7 - eBook ISBN 978-1-4200-1438-9, 2008. P. 1096-1105.

ARNOLD, K.; STEWART, M. **Surface Production Operations (2nd Edition) Volume 2 - Design of Gas-Handling Systems and Facilities**. Editora Elsevier. ISBN 978-0-88415-822-6. eISBN 978-0-0805-1822-0, 1999. P. 169-170.

ARVIZU (USA); BRUCKNER, T. (Germany); CHRISTENSEN, J. (Denmark); **Special Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change, Renewable Energy Sources and Climate Change Mitigation, IPCC 2011**, Prepared by working group III, CAMBRIDGE UNIVERSITY PRESS, Cambridge, New York, Melbourne, Madrid, Cape Town, Singapore, São Paulo, Delhi, Tokyo, Mexico City, ISBN 978-1-107-02340-6 Hardback ISBN 978-1-107-60710-1, 2011. Paperback. P. 2 do sumário.

BAILEY, D.W. e FERON, P.H.M. **Post-combustion Decarbonisation Processes**, Artigo publicado na revista Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, Vol. 60, No. 3, pp. 461-474, Istom Power Turbo-Systems Technology Centre, Cambridge Road, Whetstone, Leicester, LE8 6LH - United Kingdom, 2005.

BAUR, R.; KRISHNA, R.; TAYLOR, R. **Influence of Mass Transfer in Distillation - Feasibility and Design**. Artigo publicado na Revista Wiley InterScience (www.interscience.wiley.com). Dept. of Chemical Engineering, University of Amsterdam, 1018 WV Amsterdam, The Netherlands. DOI 10.1002/aic.10328. Chemical Engineers AIChE J, 51: 854–866, 2005.

BILLET, R.; **Packed Towers in Processing and Environmental Technology**. Editora VCH Verlagsgesellschaft mbH, Copyright © 1995. Weinheim. ISBN: 3-527-28616-0

BONILLA, J. A. **Don't Neglect Liquid Distributors**. Artigo publicado na Revista Chemical Engineering Progress Volume 89, Issue 3, Pages 47-61. ISSN: 03607275. Bonilla, Jorge A.; Glitsch Inc, Dallas, United States, 1993.

BOZZANO, G.; DENTE, M.; MANENTI, F. **Fluid Distribution in Packed Beds. Part 2. Experimental and Phenomenological Assessment of Distributor and Packing Interactions**. Artigo publicado na Revista *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2014. [dx.doi.org/10.1021/ie402140m](https://doi.org/10.1021/ie402140m) | Ind. Eng. Chem. Res. 53, 3165–3183. Politecnico di Milano, Dipartimento di Chimica, Materiali e Ingegneria Chimica “Giulio Natta” Piazza Leonardo da Vinci 32, 20133, Milano, Italy, 2014.

BOUGIE, F.; MARIA, C. I. **Stability of aqueous amine solutions to thermal and oxidative degradation in the absence and the presence of CO₂**. Artigo publicado na Revista International Journal of Greenhouse Gas Control 29 (2014) 16–21. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2014.07.008>. 1750-5836/© 2014 All rights reserved. Chemical Engineering Department, Laval University, 1065, av. de la Médecine, Quebec, QC, Canada G1V 0A6, 2014.

BRANAN, C. R. **Rules of Thumb for Chemical Engineers - A Manual of Quick, Accurate Solutions to Everyday Process Engineering Problems (4th Edition)**. Editora Elsevier. ISBN 978-0-7506-7856-8. eISBN 978-0-08-045644-7, 2005. P. 88-97.

BREY, G. **CO₂ Solubility and Solubility Mechanisms in Silicate Melts at High Pressures**, 1976. Artigo publicado na Revista Contributions Mineralogy and Petrology 57, 215-221, Research School of Earth Sciences, Australian National University Canberra, Australia, 1976.

CALDAS, J. N.; LACERDA, A. I.; VELOSO, E. **Internos de Torres, Pratos & Recheios**. Editora UERJ, 2003. P. 171 – 193.

CÁNOVAS, G. V. B.; IBRAZ, A. **Unit Operations in Food Engineering**. Editora CRC Press 2002. Print ISBN: 978-1-56676-929-7. eBook ISBN: 978-1-4200-1262-0. DOI: 10.1201/9781420012620.ch20, 2002. P. 723 – 724.

CHAKMA, A. **CO₂ CAPTURE PROCESSES - OPPORTUNITIES FOR IMPROVED ENERGY EFFICIENCIES**, Artigo publicado na Revista Energy Convers. Mgmt Vol. 38, Suppl., pp. \$51-\$56, 1997. ©1997Elsevier Science Ltd. Allrights reserved Printed in Great Britain Plh S0196-8904(96)00245-2o196-8904/97\$17.00, 1997.

COKER, K. **Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants : Distillation, Packed Towers, Petroleum Fractionation, Gas Processing and Dehydration (4th Edition)**. Editora Elsevier Science & Technology, 2010. LC Call Number: TP155.7 -- .L83 2010eb. eISBN: 9780080942094. pISBN: 9780750683661. Dewey Decimal Number: 660.283. OCLC Number: 680321794, 2010. P. 483.

COUPER, J. R.; PENNEY, W. R.; FAIR, J. R.; WALAS, S. M. **Chemical Process Equipment - Selection and Design (3rd Edition)**. Editora Elsevier, ISBN 978-0-12-372506-6 ELECTRONIC ISBN 978-0-08-091972-0, 2010. P. 395-480.

COUPER, J. R.; PENNEY, W. R.; FAIR, J. R.; WALAS, S. M. **Chemical Process Equipment - Selection and Design (3rd Edition)**. Editora Elsevier, ISBN 978-0-12-396959-0. eISBN 978-0-12-397236-1, 2012. P. 511.

DAMAS, G. B.; AMINA, B. A.; DIAS; COSTA, L. T. **A Quantum Chemistry Study for Ionic Liquids Applied to Gas Capture and Separation**. Artigo publicado na revista, The Journaul of Physical Chemistry, B, 118 (30), pp 9046–9064, DOI: 10.1021/jp503293j, Publication Date (Web): July 2, 2014, Copyright © 2014 American Chemical Society. Instituto de Química, Universidade Federal de Alfenas - Rua Gabriel Monteiro da Silva, 700 Alfenas – MG, CEP:37130-000, Brazil, 2014.

DAINTITH, J.; MARTIN, E. **Dictionary of Science (6th Edition)**, Editora Oxford University Press. ISBN 978-0-19-956146-9, eISBN 978-1-61583-540-9, 2010. P. 131.

DAINTITH, J.; MARTIN, E. **Dictionary of Science (6th Edition)**, Editora Oxford University Press 2010. ISBN-978-0-19-956146-9. eISBN-978-1-61583-540-9, 2010. P. 825.

DONEY, S.C.; BOPP, L.; LONG, M.C. **Historical and future trends in ocean climate and biogeochemistry**. Artigo publicado na Revista Oceanography 27(1):108–119, Disponível em <http://dx.doi.org/10.5670/oceanog.2014.14>. Volume 27, Number 1, a quarterly journal of The Oceanography Society. Copyright 2014 by The Oceanography Society. All rights reserved. DOI <http://dx.doi.org/10.5670/oceanog.2014.14> . 2014

EPA. 2010. **Causes of Climate Change US Environmental Protection Agency**. Washington, DC. Disponível em: <http://www.epa.gov/climatechange/science/causes.html>

ETHERIDGE, D. M.; STEELE, L.P.; LANGENFELDSAND, R. L.; FRANCEY, R. J. **Natural and anthropogenic changes in atmospheric CO₂ over the last 1000 years from air in Antarctic ice and firn**. Artigo publicado na revista Journal of Geophysical Research, Volume. 101, Número D2, PAGES 4115-4128, Division of Atmospheric Research C, SIRO, Aspen dale Victoria, Australia, 1996.

FAIR, J. R. **The Engineering Handbook, Second Edition Edited by Richard C. Dorf**. Editora: CRC Press 2004. Print ISBN: 978-0-8493-1586-2, eBook ISBN: 978-1-4200-3987-0 - DOI: 10.1201/9781420039870.ch59, 2004.

FUNG, W.; HARDCASTLE, M. **Textiles in Automotive Engineering**. Editora Woodhead, ISBN 978-1-85573-493-7 eISBN. 978-1-59124-652-7, 2000. P. 255 – 257.

GALASHEV, A. Y. **Greenhouse effect of clusterization of CO₂ and CH₄ with atmospheric moisture**. Artigo publicado na revista Environ. Chem. Lett 9:37–41 DOI 10.1007/s10311-009-0243-9, 2011.

GEANKOPLIS, C. J. Transport Process and Separation Process Principles Includes Unit Operations. 4 ed. New Jersey: Prenter Hall. 2008. p.988

GENTIL, V. **Corrosão**. Rio de Janeiro: Guanabara. 3 ed. Livro disponível em: <http://www.ebah.com.br/content/ABAAAFvV8AC/vicente-gentil-corrosao-1996> . 1996.

GJERNES, E.; HELGESENA, L. I.; MAREE, Y. **Health and environmental impact of amine based post combustion CO₂ capture**. Artigo publicado na Revista Energy Procedia 37, 735 – 742. Gassnova SF, Dokkvegen 10, NO-3920 Porsgrunn, Norway, 2013.

GOEL, S.; AGARWAL, D. **Carbon Dioxide**. Artigo publicado na Revista Elsevier. DOI: 10.1016/B978-0-12-386454-3.00269-4, Pages 675–677. 2014.

GOTO, K.; OKABE, H.; SHIMIZU, S.; ONODA, M.; FUJIOKA, Y. **Evaluation Method of Novel Absorbents for CO₂ Capture**. Artigo publicado na revista Energy Procedia 1 1083-1089. Research Institute of Innovative Technology for the Earth (RITE), Kizugawa-shi, Kyoto 619-0292 Japan, 2009.

HALL, S. **Rules of Thumb for Chemical Engineers (5th Edition)**. Editora Elsevier. ISBN 978-0-12-387785-7. eISBN 978-0-12-387789-5, 2012. P. 84-85.

HEGERL, G. C.; CUBASH, U. **Greenhouse Gas Induced Climate Change**. Dr. Gabriele Hegerl, Max-Planck-Institut für Meteorologie, Bundesstraße 55, D-20146 Hamburg, Germany. ESPR- Environ. Sci.& Pollut. Res.3 (2) 99-102. 1996.

HON. **Meeting the Energy Challenge: A White Paper on Energy**. Disponível em <http://webarchive.nationalarchives.gov.uk/20090609003228/http://www.berr.gov.uk/files/file39387.pdf>, department of trade and industry technical report, 2007. P. 7 – 9.

IPCC 2013; **Climate Change 2013: The Physical Science Basis**. disponível em <http://www.ipcc.ch/report/ar5/wg1/> Working Group I. 2013.

JAIN, R.; INNOSEPRA. **Novel CO₂ Capture Process Suitable for Near-Term CO₂ EOR**. Artigo publicado na revista Society of Petroleum Engineers, This paper was prepared for presentation at the SPE International Conference on CO₂ Capture, Storage, and Utilization held in New Orleans, Louisiana, USA, 10–12 November 2010. SPE 139740, 2010.

KIM, J.; LEE, J.; LEE, I.; JANG, K.; SHIM, J. **Performance evaluation of newly developed absorbents for CO₂ capture**, 2011. Editora Energy Procedia 4 81–84. KEPCO Research Institute 65 Munji-ro, Yusung-gu, 305-380 Daejeon, Korea. Disponível em: http://ac.els-cdn.com/S1876610211000270/1-s2.0-S1876610211000270-main.pdf?_tid=b4f4588e-3a27-11e4-bbfa-00000aacb35d&acdnat=1410490474_2366bc895d5e1eed43c32c8d89be2349 Acesso em 15 ago. 2014.

KOCH-GLITSCH. **Packed Tower Systems combine INTALOX. Bulletin KGMTIG-1**. Rev. 3-2010. Printed in USA. © 2003-2010. Koch-Glitsch, LP. All

rights reserved. Disponível em: <http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/KGMTIG.pdf> Acesso em 22 ago. 2014.

KOHL, A. L.; NIELSEN, R. B. **Gas Purification (5th Edition)**. Editora Elsevier. ISBN 978-0-88415-220-0. eISBN 978-0-0805-0720-0, 1997. P. 111.

KOLEV, N. **Packed Bed Columns - For Absorption, Desorption, Rectification and Direct Heat Transfer**. Editora Elsevier. ISBN 978-0-444-52829-2. eISBN. 978-0-080-46392-6, 2006. P. 500 – 519.

KOSTECKI JR, N.; CANTON, P. R.; MORAES JR, D. **Desenvolvimento de uma Unidade Experimental para Absorção Contínua de Gás com e sem Reação Química**. Univesidade Santa Cecilia, Santos, 2002.

KOSYREV, V. M.; ZHIVAIAKIN, L. T. **Liquid Distributors for Tubular Film-type Heat and Mass Transfer Equipment**. Artigo publicado na Revista Plenum Publishing Corporation, No. 12, pp. 8-9. UDC 66.023:532.62. DOI:0009-2355/90/1112-0595\$12.50, 1990.

KUNESH, J. G.; LAHM, L.L.; YANAGI, T. **Liquid Distribution Studies in Packed Beds**. Artigo apresentado na Annual Meeting - American Institute of Chemical Engineers, 35 p. ISSN: 01967282, 1985.

LEAVITT, S. W. **Annual Volcanic Carbon Dioxide Emission-- An Estimate from Eruption Chronologies**. Artigo publicado na revista Environ. Geol. 4, 15-21- DOI 0099-009418210004-0015\$01.40. Springer-Vedag New York Inc, 1982.

LI, Y.; HUANG, W.; ZHENG, D.; MI, Y. **Absorbent selection based on the COSMO-RS method for carbon capture in integrated gasification combined cycle plant**. Artigo publicado na Revista Beijing Huagong Daxue Xuebao (Ziran Kexueban)/Journal of Beijing University of Chemical Technology (Natural Science Edition), 41 (4), pp. 26-31. College of Chemical Engineering, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China. ISSN: 16714628, 2014.

LUDWIG, E. E. **Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2 (3rd Edition)**, Editora Gulf Publishing Company. LC Call Number: TP155.5 -- .L83 1997eb. eISBN: 9780080527376. pISBN: 9780884151012. Dewey Decimal Number: 660/.283. OCLC Number: 181087675, 1997. P. 234.

LUNA-MEJIAS, G. **Importance of field testing of liquid distributors**. Artigo publicado na Revista AIChE e apresentado em 2013 na AIChE Spring Meeting

and 9th Global Congress on Process Safety, Conference Proceedings. 20p. 013; San Antonio, TX; United States; 28 April 2013 through 2 May 2013. ISBN: 978-081691075-5, 2013.

MACDOWELL, N.; FLORIN, N.; BUCHARD, A.; HALLETT, J.; GALINDO, A.; CLAIRE, J.; ADJIMAN, S.; CHARLOTTE, K. W.; NILAY, S.; FENNELL, P. **An Overview of CO₂ Capture Technologies**. Artigo publicado na Revista Energy & Environmental Science. DOI: 10.1039/c004106h. Received 9th March 2010, Accepted 26th July 2010, www.rsc.org/ees

MANDAL, B. P.; GUHA, M.; BISWAS, A. K.; BANDYOPADHYAY, S.S. **Removal of Carbon Dioxide by Absorption in Mixedamines: Modeling of Absorption in Aqueous MDEA = MEA and AMP = MEA Solutions**. Artigo publicado na Revista Chemical Engineering Science 56, 6217–6224, Separation Science Laboratory, Cryogenic Engineering Centre, Indian Institute of Technology, Kharagpur 721302, India, 2001.

MANDAL, B. P.; GUHA, M.; BISWAS, A. K.; BANDYOPADHYAY, S.S. **Absorption of Carbon Dioxide Into Aqueous Blends of 2-amino -2-methyl-1-propanol and diethanolamine**, Artigo publicado na Revista Chemical Engineering Science 58, 4137–4144. Separation Science Laboratory, Cryogenic Engineering Centre, Indian Institute of Technology Kharagpur, Kharagpur-721302, India, 2003.

MANNAN, S. **Lees' Loss Prevention in the Process Industries, Volumes 1-3 Hazard Identification, Assessment and Control (4th Edition)**, 2012. Editora Elsevier. ISBN 978-0-12-397189-0, eISBN 978-0-12-397782-3, 2012. P. 1718.

McCABE, Wil; SMITH J. C.; HARRCOTT, P. **Unit Operations of Chemical Engineering 7 ed**. New York: McGraw Hill. 2005 p. 593.

MILLER, B. G. **Clean Coal Engineering Technology**. Editora Elsevier, 2011. ISBN 978-1-85617-710-8. eISBN 978-0-08096-116-3. 41-42

MOKHATAB, S.; POE, W. A. **Handbook of Natural Gas Transmission and Processing (2nd Edition)**. Editora Gulf Publishing Company. 07/2012. eISBN: 9780123869753. pISBN: 9780123869142. Dewey Decimal Number: 665.7. OCLC Number: 802051329, 2012. P. 268-269.

MOKHATAB, S.; POE, W. A. **Handbook of Natural Gas Transmission and Processing (2nd Edition)**. Saint Louis, MO, USA: Gulf Publishing Company, 2012. P. 269 – 271.

MOOSDORF, N.; RENFORTH, P.; HARTMANN, J. **Carbon Dioxide Efficiency of Terrestrial Enhanced Weathering**. Institute for Geology, Center for Earth System Research and Sustainability (CEN), University of Hamburg, Bundesstraße 55, 20146 Hamburg, Germany. Environ. Sci. Technol. 48 (9), pp 4809–4816. DOI: 10.1021/es4052022. Publicado na (Web): 5 março, 2014. Copyright © 2014 American Chemical Society. E-mail: nils_sci@moosdorf.de. Tel: +49 40 428386683. 2014.

MORAES, M. S.; LIMA, J. R. B.; MORAES JR, D.; LIA, L. R. B.; PIZZO, S. M. **Experimento para quantificar a eficiência de aspersão de líquidos: aplicação em distribuidores espinha de peixe**. Artigo publicado na revista Esc. Minas, ouro Preto, 61(1): 25-28, 2008.

MORAES JR., D.; MORAES, M. S. **Laboratório de Operações Unitárias III**. Santos, SP. Edição dos autores, No Prelo, 2014.

MORITA, T.; ASSUMPÇÃO, R. M.V. **Manual de Soluções, Reagentes e Solventes**. Editora Edgard Blücher Ltda. 2a ed., São Paulo, 1972.

MOURE, G. T. **Tecnologias de Seqüestro de Carbono para Mitigação das Mudanças Climáticas**. Artigo apresentado no Coloquial anual de engenharia química. COPPE/UFRJ - 2008

NOAA. **National Oceanic and Atmospheric Administration**. Trends in Atmospheric Carbon Dioxide. Disponível em: <http://www.esrl.noaa.gov/gmd/ccgg/trends/> (acessado em 09 de setembro de 2014). Acesso em 02 de set. 2014.

PAPATRYFON, X. L.; HELIOPOULOS, N. S.; MOLCHAN, I. S.; ZUBEIR, L. F.; BEZEMER, N. D.; ARFANIS, M. K.; KONTOS, A. G.; LIKODIMOS, V.; ILIEV, B.; ROMANOS, G. E.; FALARAS P.; STAMATAKIS, K.; BELTISIOS, K. G.; KROON, M. C.; THOMPSON, G. E.; KLÖCKNER, J.; SCHUBERT, T. J. S. **CO₂ Capture Efficiency, Corrosion Properties, and Ecotoxicity Evaluation of Amine Solutions Involving Newly Synthesized Ionic Liquids**. Department of Materials Science and Engineering, University of Ioannina, Ioannina 45110, Greece Department of Physical Chemistry, Institute for Advanced Materials, Physicochemical Processes, Nanotechnology, and Microsystems, 2014.

PARTANEN, J.; BACKMAN, P.; BACKMAN, P.; HUPA, M. **Absorption of HCl by Limestone in Hot Flue Gases. Part I: The Effects of Temperature, Gas Atmosphere and Absorbent Quality**. Artigo publicado na Revista Fuel 84 1664–1673. Process Chemistry Centre, Åbo Akademi University, Piispankatu 8, FI-20500 Turku, Finland. 0016-2361/\$. DOI:10.1016/j.fuel.2005.02.011, 2005.

PAVLENKO, A. N.; PECHERKIN, N. I.; CHEKHOVICH, V. Y.; ZHUKOV, V. Y.; SUNDERB, S.; HOUGHTON. **Experimental Study of the Effect of Maldistribution at the Structured Packing Inlet on the Freon Mixture Separation Efficiency**. Artigo publicado na Revista Theoretical Foundations of Chemical Engineering. Vol. 43, No. 1, pp. 1–11. © Pleiades Publishing, Ltd., 2009. Original Russian Text © A.N. Pavlenko, N.I. Pecherkin, V.Yu. Chekhovich, V.E. Zhukov, S.Sunder, Houghton, 2009, published in Teoreticheskie Osnovy Khimicheskoi Tekhnologii, 2009, Vol. 43, No. 1, pp. 3–13. DOI: 10.1134/S0040579509010011. ISSN 0040-5795, 2009.

PENG, Y.; ZHAO, B.; LI, L. **Advance in Post-Combustion CO₂ Capture with Alkaline**. Artigo publicado pela Revista Energy Procedia 14 1515-1522. School of Energy and Power Engineering, University of Shanghai for Science and Technology, 516 Jungong Road, Shanghai 200093, China. 1876-6102 DOI:10.1016/j.egypro.2011.12.887. Corresponding author. Tel.: +86-21-55272740; fax: +86-21-55273704. E-mail address: zhaobingtao@usst.edu.cn. 2012.

PEREIRA, N. C.; LENZI, M. K. **Desenvolvimento de um Programa Computacional Didático para o Projeto de Colunas de Absorção**. Editora Acta Scientiarum, 20(4):445-453. ISSN 1415-6814, 1998.

POURYOUSEFI, F.; IDEM, R. O. **New Analytical Technique for Carbon Dioxide Absorption Solvents**. Artigo publicado na Revista Ind. Eng. Chem. Res. 47, 1268-1276. Process System Engineering, Faculty of Engineering, University of Regina, 3737 Wascana Parkway, Regina, Saskatchewan, Canada S4S 0A2, 2008.

REHM, B.; HAGSHENAS, A.; PAKNEJAD, A.; AL-YAMI, A.; HUGHES, J.; SCHBERT, J. **Underbalanced Drilling - Limits and Extremes**. Editora Gulf Publishing Company. ISBN 978-1-933762-050, eISBN 978-1-62198-023-0, 2012. P. 458.

RICHARDSON, J. F.; HARKER, J. H.; BACKHURST, J. R. **Coulson and Richardson's Chemical Engineering Volume 2 - Particle Technology and Separation Processes (5th Edition)**. Editora Elsevier. ISBN 978-0-7506-4445-7, eISBN 978-0-080-49064-9, 2002. P. 656.

ROY, S.; MUTHANNA, A. **Flow Distribution Characteristics of a Gas-liquid Monolith Reactor**. Editora Catalysis Today 105, 396–400. doi:10.1016/j.cattod.2005.06.062. Chemical Reaction Engineering Laboratory; Washington University in St. Louis, Campus Box 1198, Urbauer 208; St Louis, MO 63130, USA, 2005.

RUKOVENA, F. **64a Packed Tower Internals Important to Tower Efficiency**. Artigo apresentado na AKhE Spring National Meeting & 5th Global Congress on Process Safety, 2009. Fractionation Research, Inc., 117 W. 5th, Suite 410, Bartlesville, OK 74003. ISBN: 978-081691052-6 Source.

RUKOVENA, F.; CAI, T. **Proper Design of Liquid Distributors Plays a Key Role in Getting The Most From Packings**. ISSN: 00092630 CODEN: CPROA. Article. Volume 71, Issue 11, 2008, Pages 22-31. Frank Rukovena is vice president, marketing and sales, for Fractionation Research, Inc., Bartlesville, Okla. Dr. Tony Cai is a senior research engineer for Fractionation Research, Inc., in Stillwater, Okla. E-mail them at Rukovena@fri.org and Cai@fri.org, 2008.

SANKARANARAYANAN, K.; KOOI, H. J.; ARONS, J. S. **Efficiency and Sustainability in the Energy and Chemical Industries Scientific Principles and Case Studies, Second Edition**. Editora CRC Press. Pages 251–261 Print ISBN: 978-1-4398-1470-3 eBook ISBN: 978-1-4398-7607-7, 2010.

SHIM, J.; KIM, J.; LEE, J.; JANG, K. **Highly efficient absorbents for post-combustion CO₂ capture**. Artigo publicado na Revista Energy Procedia 1 779-782 Korea Electric Power Research Institute (KEPRI), 65 Munji-ro, Yusung-gu, 305-380 Daejeon, Korea, 2009.

SIERES, J.; SEARA, J. F. **Calculation Procedure to Determine Average Mass Transfer Coefficients in Packed Columns From Experimental Data for Ammonia–Water Absorption Refrigeration Systems**. Artigo publicado na Revista Heat Mass Transfer. 44:1229–1239. DOI 10.1007/s00231-007-0358-0. Area de Maquinas y Motores Termicos, E.T.S. de Ingenieros Industriales, University of Vigo, Campus Lagoas-Marcosende No 9, 36310 Vigo, Spain e-mail: jseara@uvigo.es, 2008.

SINGH, P.; BRILMAN, D. W. F.; GROENEVELD, M. J.; Singh, P.; Brilman, D.W.F. (Wim); Groeneveld, M. J.; **Solubility of CO₂ in Aqueous Solution of Newly Developed Absorbents**. Artigo publicado na Revista Energy Procedia, 2009. 1 1257-1264. Faculty of Science and Technology, University of Twente, P.O. Box 217, 7500 AE, Enschede, The Netherlands.

SINNOTT, R. K. **Chemical Engineering Design**. Editora Butterworth-Heinemann. Local Jordan Hill, GBR. LC Call Number: TP145 -- .C78 2005eb. eISBN: 9780080492551. pISBN: 9780750665384. Dewey Decimal Number: 660.2. OCLC Number: 648302204, 2005. P. 610 – 615.

SOOSAIPRAKASAM, I. R.; VEAUWAB, A. **Inhibition Performance of Copper Carbonate in CO₂ Absorption Process Using Aqueous MEA**. Artigo apresentado na NACE Corrosion Conference & Expo 2007. Paper Número 07396, 2007.

STEWART, M.; ARNOLD, K. **Gas Sweetening and Processing Field Manual**. Editora Elsevier 2011. ISBN 978-1-85617-982-9. eISBN 978-1-85617-983-6, 2011. P. 37 - 45.

STEWART, M.; ARNOLD, K. **Gas Dehydration Field Manual**. Editora Elsevier, 2011. ISBN 978-1-85617-980-5. eISBN 978-1-85617-981-2, 2011. P. 55-60.

SUTTON, I. **Offshore Safety Management - Implementing a SEMS Program**, 2012. Editora Elsevier. ISBN 978-1-4377-3524-6, ELECTRONIC ISBN 978-1-4377-3525-3, 2012. P. 251.

THIBAULT, Y.; HOLLOWAY, J. R. **Solubility of CO₂ in a Ca-rich leucitite: effects of pressure, temperature, and oxygen fugacity**. Artigo publicado na Revista Contributions Mineralogy and Petrology 116:216-224. Department of Geology, Arizona State University, Tempe, AZ 85287, USA. by Springer-Verlag, 1994.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. K. **Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2nd Edition)**. Editora Elsevier. ISBN 978-0-08-096659-5. eISBN 978-0-08-096660-1, 2013. P. 911-912.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. K. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2nd Edition)**, Editora Butterworth-Heinemann. Location: London, GBR. LC Call Number: TP155 -- .T69 2012eb. eISBN: 9780080966601. pISBN: 9780080966595. Dewey Decimal Number: 660.068/5. OCLC Number: 797839271, 2012. P. 914 - 915.

VOSS, C. **CO₂ Removal by PSA: an Industrial View on Opportunities and Challenges**, Artigo publicado na Revista Ó Springer Science+Business Media New York, 2013. DOI 10.1007/s10450-013-9574-8. 20:295-299. Received: 28 May 2013 / Accepted: 29 August 2013 / Published online: 11 September 2013.

WAHLEN, M.; ALLEN, B. **Initial Measurements of CO₂ Concentrations (1530 to 1940 AD) in air Occluded in the Gisp 2 Ice Core from Central Greenland**. 1991, Scripps Institution of Oceanography University of California,

San Diego. DOI: 10.1029/91GL01724. Article first published online: 7 DEC 2012. Volume 101, Issue D2, 1996, Article number 95JD03410, Pages 4115-4128, 2012.

WALAS, S.M. **Chemical Process Equipment - Selection and Design**. 1990. Editora Elsevier. ISBN 978-0-7506-9385-1. eISBN 978-0-0805-2344-6, 1990. Capítulo 13, P. 371-396.

WARDHAUGH, L. T.; ALLPORT, A.; SOLNORDAL, C. B.; FERON, P. H. M. **A novel type of gas-liquid contactor for post-combustion capture cost reduction**. Artigo publicado na Revista Society of Chemical Industry and John Wiley & Sons, Ltd. 2014. DOI: 10.1002/ghg.1445. CSIRO Energy Technology, Newcastle, NSW, Australia.

YEH, J. T.; PENNLIN, H. W. **Study of CO₂ Absorption and Desorption in a Packed Column**. Artigo publicado na revista Energy & Fuels, 15, 274-278p. National Energy Technology Laboratory, U.S. Department of Energy, P.O. Box 10949, Pittsburgh, Pennsylvania 15236-0940, 2001.

YOKOYAMA, T. **Japanese R&D on Large-Scale CO₂ Capture**. Artigo apresentado durante a Engineering Conferences International, e publicado na Revista Environmental Science Research Laboratory, Central Research Institute of Electric Power Industry, 1646 Abiko, Abiko-Shi, Chiba, Japan 270-1194, takahisa@criepi.denken.or.jp, <http://dc.engconfintl.org/separations-technology-vi/7>, 2004.

APÊNDICE

APÊNDICE A – Resultados dos experimentos utilizando o distribuidor tipo “tubulão”

VARIAVEL	Exp. 1 Sem Distr. 0 x OD, 0,2 l/min	Exp. 2 Sem Distr. 1/2 x OD, 0,2 l/min	Exp. 3 Sem Distr. 1 x OD, 0,2 l/min	Exp. 4 Sem Distr. 0 x OD, 0,8 l/min	Exp. 5 Sem Distr. 1/2 x OD, 0,8 l/min	Exp. 6 Sem Distr. 1 x OD, 0,8 l/min	Exp. 7 Sem Distr. 0 x OD, 1,4 l/min	Exp. 8 Sem Distr. 1/2 x OD, 1,4 l/min	Exp. 9 Sem Distr. 1 x OD, 1,4 l/min
Vazão Volumétrica H2O (L/min)	0,2	0,2	0,2	0,8	0,8	0,8	1,4	1,4	1,4
Vazão Volumétrica Ar (L/min)	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Vazão Volumétrica CO2 (L/min)	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Massa Molar H2O (g/gmol)	18	18	18	18	18	18	18	18	18
Massa Molar Ar (g/gmol)	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9
Massa Molar CO2 (g/gmol)	44	44	44	44	44	44	44	44	44
Pressão atmosférica (mmHg)	772,5	772,5	772,5	772,5	772,5	772,5	772,5	772,5	772,5
Diametro da coluna M	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755
Temperatura (°C)	14	19	19	19	19	20	22	20	20
Pressão Total (atm)	1,0167	1,0165	1,0173	1,0167	1,0169	1,0174	1,0171	1,0173	1,0175
Constante de Henry (atm/fracao molar) - Y*	1172,4	1359,57	1359,57	1359,57	1359,57	1395,71	1482,65	1395,85	1395,85
% massica no topo CO2	$7,941 \cdot 10^{-4}$	$3,747 \cdot 10^{-4}$	$4,194 \cdot 10^{-4}$	$3,929 \cdot 10^{-4}$	$4,913 \cdot 10^{-4}$	$3,694 \cdot 10^{-4}$	$6,037 \cdot 10^{-4}$	$1,824 \cdot 10^{-4}$	$6,713 \cdot 10^{-4}$
% massica na base CO2	$1,986 \cdot 10^{-2}$	$2,014 \cdot 10^{-2}$	$2,212 \cdot 10^{-2}$	$1,580 \cdot 10^{-2}$	$1,637 \cdot 10^{-2}$	$1,580 \cdot 10^{-2}$	$1,250 \cdot 10^{-2}$	$1,560 \cdot 10^{-2}$	$1,728 \cdot 10^{-2}$
Densidade H2O	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Altura do Distribuidor (m)	0	0,0378	0,0755	0	0,0378	0,0755	0	0,0378	0,0755
Peso da amostra do topo (g)	103,7	109,9	98,2	104,8	125,7	111,5	102,3	112,3	92
Volume usado na bureta topo (ml)	0,4	0,2	0,2	0,2	0,3	0,2	0,3	0,1	0,3
Peso da amostra da base (g)	107,1	101,2	102,4	107,3	105,6	110,5	98,9	116	112
Volume usado na bureta base (ml)	10,3	9,9	11	8,2	8,4	8,5	6	8,8	9,4
Fator NaOH 0,01N	0,9358	0,9358	0,9358	0,9358	0,9358	0,9358	0,9358	0,9358	0,9358
KYA (mol/min m3)	0,8826	0,934	1,033	2,879	2,955	2,946	3,86	5,049	5,482
Porcentagem de Recuperacao PR	0,008	0,088	0,088	0,272	0,272	0,256	0,36	0,456	0,496

APÊNDICE B – Resultados dos experimentos utilizando o distribuidor de líquidos tipo “espinha de peixe”

VARIAVEL	Exp. 1 COM Distr. 0 x OD, 0,2 l/min.	Exp. 2 COM Distr. 1/2 x OD, 0,2 l/min.	Exp. 3 COM Distr. 1 x OD, 0,2 l/min.	Exp. 4 COM Distr. 0 x OD, 0,8 l/min.	Exp. 5 COM Distr. 1/2 x OD, 0,8 l/min.	Exp. 6 COM Distr. 1 x OD, 0,8 l/min.	Exp. 7 COM Distr. 0 x OD, 1,4 l/min.	Exp. 8 COM Distr. 1/2 x OD, 1,4 l/min.	Exp. 9 COM Distr. 1 x OD, 1,4 l/min.
Vazão Volumétrica H2O (L/min)	0,2	0,2	0,2	0,8	0,8	0,8	1,4	1,4	1,4
Vazão Volumétrica Ar (L/min)	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Vazão Volumétrica CO2 (L/min)	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Massa Molar H2O (g/gmol)	18	18	18	18	18	18	18	18	18
Massa Molar Ar (g/gmol)	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9
Massa Molar CO2 (g/gmol)	44	44	44	44	44	44	44	44	44
Pressão atmosférica (mmHg)	771	771	771	771	771	771	771	771	771
Diâmetro da coluna M	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755
Temperatura (°C)	18	18	18	21	21	20	21	22	22
Pressão Total (atm)	1,0148	1,0153	1,0159	1,0367	1,0164	1,0179	1,0213	1,0208	1,0208
Constante de Henry (atm/fracao molar) - Y*	1324,39	1324,39	1324,39	1412,17	1412,17	1395	1412,17	1482,65	1482,65
% massica no topo CO2	$5,557 \cdot 10^{-4}$	$3,807 \cdot 10^{-4}$	$1,850 \cdot 10^{-4}$	$1,654 \cdot 10^{-4}$	$1,852 \cdot 10^{-4}$	$3,6 \cdot 10^{-4}$	$3,69 \cdot 10^{-4}$	$2,038 \cdot 10^{-4}$	
% massica na base CO2	$1,710 \cdot 10^{-2}$	$1,470 \cdot 10^{-2}$	$2,130 \cdot 10^{-2}$	$1,870 \cdot 10^{-2}$	$2,060 \cdot 10^{-2}$	$1,84 \cdot 10^{-2}$	$2,08 \cdot 10^{-2}$	$1,98 \cdot 10^{-2}$	
Densidade H2O	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Altura do Distribuidor (m)	0	0,0378	0,0755	0	0,0378	0,0755	0	0,0378	0,0755
Peso da amostra do topo (g)	112,9	109,8	113	126,4	112,9	116	113,2	102,6	106,3
Volume usado na bureta topo (ml)	0,3	0,2	0,1	0,1	0,1	0,2	0,2	0,1	0,1
Peso da amostra da base (g)	118,9	96,6	105,9	103,3	130,9	104,6	112,4	77,1	78
Volume usado na bureta base (ml)	9,7	6,8	10,8	9,2	12,9	9,2	11,2	7,3	7
Fator NaOH 0,01N	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506
KYA (mol/min m3)	0,773	0,662	1,001	3,53	3,874	3,41	6,84	6,49	6,165
Porcentagem de Recuperação PR	0,072	0,064	0,088	0,312	0,352	0,296	0,616	0,592	0,568

APÊNDICE C – Resultados das repetições dos experimentos utilizando o distribuidor de líquidos tipo “tubulão”

VARIÁVEL	Exp. 10 Repeticao Sem Distr. 0 x OD, 0,2 l/min.	Exp. 11 Repeticao Sem Distr. 1/2 x OD, 0,2 l/min.	Exp. 12 Repeticao Sem Distr. 1 x OD, 0,2 l/min.	Exp. 13 Repeticao Sem Distr. 0 x OD, 0,8 l/min.	Exp. 14 Repeticao Sem Distr. 1/2 x OD, 0,8 l/min.	Exp. 15 Repeticao Sem Distr. 1 x OD, 0,8 l/min.	Exp. 16 Repeticao Sem Distr. 0 x OD, 1,4 l/min.	Exp. 17 Repeticao Sem Distr. 1/2 x OD, 1,4 l/min.	Exp. 18 Repeticao Sem Distr. 1 x OD, 1,4 l/min.
Vazão Volumétrica H ₂ O (L/min)	0,2	0,2	0,2	0,8	0,8	0,8	1,4	1,4	1,4
Vazão Volumétrica Ar (L/min)	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Vazão Volumétrica CO ₂ (L/min)	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Massa Molar H ₂ O (g/gmol)	18	18	18	18	18	18	18	18	18
Massa Molar Ar (g/gmol)	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9
Massa Molar CO ₂ (g/gmol)	44	44	44	44	44	44	44	44	44
Pressão atmosférica (mmHg)	775,4	775,4	775,4	775,4	775,4	775,4	775,4	775,4	775,4
Diâmetro da coluna M	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755
Temperatura (°C)	18	19	19	19	19	19	19	19	19
Pressão Total (atm)	1,0205	1,0205	1,0205	1,0214	1,0214	1,0214	1,0209	1,0209	1,0209
Constante de Henry (atm/fracao molar) - Y*	1317	1354,24	1354,24	1353,04	1353,04	1353,04	1353,71	1353,71	1353,71
% massica no topo CO ₂									
% massica na base CO ₂									
Densidade H ₂ O									
Altura do Distribuidor (m)									
Peso da amostra do topo (g)									
Volume usado na bureta topo (ml)									
Peso da amostra da base (g)									
Volume usado na bureta base (ml)									
Fator NaOH 0,01N	0,9999	0,9999	0,9999	0,9999	0,9999	0,9999	0,9999	0,9999	0,9999
KYA (mol/min m ³)	1,354	1,211	1,202	4,233	4,328	3,915	6,301	6,632	6,38
Porcentagem de Recuperacao PR	0,12	0,104	0,104	0,376	0,384	0,352	0,568	0,6	0,584

APÊNDICE D – Resultados das repetições dos experimentos utilizando o distribuidor de líquidos tipo “espinha de peixe”

VARIÁVEL	Exp. 1 COM Distr. 0 x OD, 0,2 l/min.	Exp. 2 COM Distr. 1/2 x OD, 0,2 l/min.	Exp. 3 COM Distr. 1 x OD, 0,2 l/min.	Exp. 4 COM Distr. 0 x OD, 0,8 l/min.	Exp. 5 COM Distr. 1/2 x OD, 0,8 l/min.	Exp. 6 COM Distr. 1 x OD, 0,8 l/min.	Exp. 7 COM Distr. 0 x OD, 1,4 l/min.	Exp. 8 COM Distr. 1/2 x OD, 1,4 l/min.	Exp. 9 COM Distr. 1 x OD, 1,4 l/min.
Vazão Volumétrica H ₂ O (L/min)	0,2	0,2	0,2	0,8	0,8	0,8	1,4	1,4	1,4
Vazão Volumétrica Ar (L/min)	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Vazão Volumétrica CO ₂ (L/min)	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Massa Molar H ₂ O (g/gmol)	18	18	18	18	18	18	18	18	18
Massa Molar Ar (g/gmol)	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9	28,9
Massa Molar CO ₂ (g/gmol)	44	44	44	44	44	44	44	44	44
Pressão atmosférica (mmHg)	771	771	771	771	771	771	771	771	771
Diâmetro da coluna M	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755	0,0755
Temperatura (°C)	18	18	18	21	21	20	21	22	22
Pressão Total (atm)	1,0148	1,0153	1,0159	1,0367	1,0164	1,0179	1,0213	1,0208	1,0208
Constante de Henry (atm/fracao molar) · Y*	1324,39	1324,39	1324,39	1412,17	1412,17	1395	1412,17	1482,65	1482,65
% massica no topo CO ₂	5,557 · 10 ⁻⁴	3,807 · 10 ⁻⁴	1,850 · 10 ⁻⁴	1,654 · 10 ⁻⁴	1,852 · 10 ⁻⁴	3,6 · 10 ⁻⁴	3,69 · 10 ⁻⁴	2,038 · 10 ⁻⁴	
% massica na base CO ₂	1,710 · 10 ⁻²	1,470 · 10 ⁻²	2,130 · 10 ⁻²	1,870 · 10 ⁻²	2,060 · 10 ⁻²	1,84 · 10 ⁻²	2,08 · 10 ⁻²	1,98 · 10 ⁻²	
Densidade H ₂ O	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Altura do Distribuidor (m)	0	0,0378	0,0755	0	0,0378	0,0755	0	0,0378	0,0755
Peso da amostra do topo (g)	112,9	109,8	113	126,4	112,9	116	113,2	102,6	106,3
Volume usado na bureta topo (ml)	0,3	0,2	0,1	0,1	0,1	0,2	0,2	0,1	0,1
Peso da amostra da base (g)	118,9	96,6	105,9	103,3	130,9	104,6	112,4	77,1	78
Volume usado na bureta base (ml)	9,7	6,8	10,8	9,2	12,9	9,2	11,2	7,3	7
Fator NaOH 0,01N	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506	0,9506
KYA (mol/min m ³)	0,773	0,662	1,001	3,53	3,874	3,41	6,84	6,49	6,165
Porcentagem de Recuperacao PR	0,072	0,064	0,088	0,312	0,352	0,296	0,616	0,592	0,568

APÊNDICE E – Planilha desenvolvida para efetuar os cálculos de Kya

The image shows an Excel spreadsheet titled "trabalho absorção-1.xlsm". The spreadsheet contains a table of physical and chemical constants. Two dialog boxes are overlaid on the spreadsheet: "C:lculo do Kya" (Calculation of Kya) and "TitulaA_o Topo" (Top Titration).

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T
1	Diametro da coluna	0,085																		
2	Vazão Volumétrica (ar)	20		L/V	147,2553															
3	Massa Molar (ar)	28,9		Hog	82,90654															
4	Temperatura	299		V	0,754548															
5	Pressão Total	0,925		L	111,1111															
6	Constante de Henry	1684		Y1	1820,541															
7	Vazão Volumétrica (liq)	2		Yb	1,25															
8	Massa Molar (liq)	18		Xt	5,15E-07															
9	Vazão Volumétrica (CO2)	25		Xb	2,66E-05															
10	% massica no topo (CO2)	1,26E+10		Yt	1,246164															
11	% massica na base (CO2)	0,0064944		lim-SUP	1,201633															
12	Densidade (liq)	1		lim-INF	1,245226															
13	Massa Molar (CO2)	44		Coef-Ln	-0,088															
14	Altura de recheio	0,25		LnX	-0,03564															
15																				
16	Kya	1,60387364																		

The "C:lculo do Kya" dialog box contains the following fields and units:

- Vazão Volumétrica (ar): L/mi
- Vazão Volumétrica: L/mi
- Vazão Volumétrica (liq): L/min
- Massa Molar (ar): g/gmol
- Massa Molar (liq): g/gmol
- Massa Molar (CO2): g/gmol
- Constante de: atm/frção molar
- Densidade (liq):
- % massica no topo: %
- % massica na base: %
- Temperatura: K
- Pressão Total: atm
- Diametro da: m
- Altura de recheio: m

The "TitulaA_o Topo" dialog box contains the following fields and units:

- Normalidade: N
- Volume (Naoh): mL
- Eqco2:
- massa (amostra): g
- mco2:
- %mco2: Importar
- Buttons: Cálculo, Fim

At the bottom of the "C:lculo do Kya" dialog box, there are buttons for "Titulação T", "Titulação B", "Importar", "Cálculo", "Limpar", "Exportar", and "Fim".

APÊNDICE F – Cálculo passo a passo para obtenção do coeficiente de transferência de massa K_{ya} .

Vazão do ar: 20 l/min
 Vazão da água: 0,2 l/min
 Pressão atmosférica 772,5 mmHg
 NaOH: 0,1N / FC: 0,9358

Sendo:
 FC o Fator de correção

Coeficiente de transferência de massa k_{ya}
 H_{OG} é a altura de uma unidade de transferência de = $V/(k_{ya})$

$$K_{ya} = \frac{V}{H_{OG}S} \quad \left[\frac{\text{mol}}{\text{h m}^3} \right] \quad (1)$$

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = 4,477 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \quad (2)$$

$$V = V_{ar} = \frac{W_{ar}}{M_{ar}} \quad (3)$$

$$W_{ar} = Q_{ar} \cdot \rho_{ar} \quad (4)$$

$$Q_{ar} = 20 \text{ l/min} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} = 1,2 \text{ m}^3/\text{h} \quad (\text{rotâmetro}) \quad (5)$$

$$\rho_{ar} = \frac{P M}{R T} \quad (6)$$

$$P = P_{atm} + P_{man} \quad (7)$$

Sendo:
 S a seção da coluna
 P_{atm} a Pressão atmosférica local
 $V = V_{ar}$ a vazão molar do gás inerte
 W_{ar} a vazão mássica
 Q_{ar} a vazão do ar
 ρ_{ar} é densidade do ar, considerando gás ideal

$$P_{atm} = 771 \text{ mmHg} \cdot \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mmHg}} = 1,0145 \text{ atm} \quad (\text{barômetro}) \quad (8)$$

$$P_{atm} = h \cdot \gamma_{H_2O} \quad (9)$$

$$P_{atm} = 29,3352 \text{ N/m}^2 \quad (10)$$

$$P_{atm} = 29,3352 \cdot 9,869 \cdot 10^6 = 0,0002895 \text{ atm} \quad (11)$$

$$P = P_{man} + P_{atm} \quad (7)$$

$$P = 0,0002895 + 1,0145 \quad (12)$$

$$P = 1,0148 \text{ atm} \quad (13)$$

$$\rho_{ar} = \frac{P M}{R T} = 1,231 \text{ kg/m}^3 \text{ ou } 1231 \text{ g/m}^3 \quad (6)$$

$$W_{ar} = Q_{ar} \cdot \rho_{ar} \quad (4)$$

$$W_{ar} = 1,2 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1,231 \text{ kg/m}^3 \quad (14)$$

$$W_{ar} = 1,477 \text{ kg/m}^3 \text{ ou } 1477 \text{ g/m}^3 \quad (15)$$

$$V = V_{ar} = \frac{W_{ar}}{M_{ar}} \quad (16)$$

ou, diretamente por

$$V = V_{ar} = \frac{Q_{ar} \cdot \rho_{ar}}{M_{ar}} = \frac{Q \frac{P M}{R T}}{M} = \frac{Q P}{R T} \quad (17)$$

$$V = 1477 \text{ g/m}^3 / 28,9 \text{ g/mol} \quad (18)$$

$$V = 51,1073 \cdot 1 / 60 \text{ min} \quad (19)$$

$$V = 0,8518 \text{ mol} / \text{min} \text{ ar} \quad (20)$$

sendo

T_{ar} a Temperatura de entrada de entrada do ar.

P a Pressão total.

N_{OG} o número de unidade de transferência = $\int_{Y_T}^{Y_B} \frac{dY}{(Y-Y^*)}$

$$\int_{Y_T}^{Y_B} \frac{dY}{(Y-Y^*)} \quad (21)$$

$$Y^* = \frac{dY}{(Y - Y^*)} \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol ar sem CO}_2} \frac{(\text{solute})}{(\text{solvente puro})} \quad (22)$$

A relação de equilíbrio gás/líquido pode, para baixas concentrações, ser obtida pela lei de Henry (equação de uma reta), conforme Equação (23).

$$P_A = H x_A \quad (23)$$

sendo:

P_A é a pressão parcial de A na fase gasosa, atm

H é a constante de Henry, atm/fração molar (tabela A. 3-18 Geankoplis 2008)

x_A é a fração molar de A na fase líquida, mol A/mol solução

Dividindo a equação (23) pela pressão total P em atm tem-se

$$y_A^* = H' x_A \quad (24)$$

sendo:

$$y^*_a = P_A/P \quad (25)$$

H' é a constante de Henry em fração molar gás/fração molar líquido.

$$H' = H/P \quad (26)$$

Sendo:

P a pressão atmosférica

As equações gerais no equilíbrio são

$$y^* = H'.x \quad (26)$$

$$y^* = 1324,3989x \quad (27)$$

$$Y^* = H'.X \quad (28)$$

$$Y^* = 1324,3989X \quad (30)$$

A equação de Y em função de X e a sua derivada de dY , necessárias para se obter o N_{OG} pela equação (31) $V.dY = K_y a \cdot S \cdot dz \cdot (Y^* - Y)$, são obtidas pelo balanço molar na coluna.

O balanço molar para o CO_2 pode ser feito, de forma simplificada, para soluções diluídas, supondo que o CO_2 seja o único componente que se redistribui entre a fase gás (V) e a fase líquida (L) ou seja: a) o ar é insolúvel na água; b) a água não se evapora na fase gás; c) a fase gás possui apenas CO_2 e ar; d) a fase líquida possui apenas CO_2 e o inerte água.

$$CO_2 \text{ que entra no topo (T)} + CO_2 \text{ que entra na base (B)} = CO_2 \text{ sai (B)} + CO_2 \text{ sai (T)} \quad (32)$$

$$L_T X_T + V_B Y_B = L_B X_B + V_T Y_T \quad (33)$$

$$\left[\frac{\text{mol}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol}_{\text{H}_2\text{O}}} + \frac{\text{mol ar}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol ar}} = \frac{\text{mol}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol}_{\text{H}_2\text{O}}} + \frac{\text{mol ar}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol ar}} \right]$$

uma vez que X_T é muito pequeno, $L_T = L_B = L$ e $V_B = V_T = V$

$$L X_T + V Y_B = L X_B + V Y_T \quad (34)$$

$$Y_B = \frac{V}{V} Y_T - \frac{L}{V} X_T + \frac{L}{V} X_B \quad (35)$$

$$Y_B = \frac{L}{V} X_B + Y_T - \frac{L}{V} X_T \quad (36)$$

$$Y_B = \frac{L}{V} X_B + \frac{V Y_T - L X_T}{V} \quad (37)$$

Generalizando:

$$Y_B = \frac{L}{V} X + \frac{(V Y_T - L X_T)}{V} \quad (38)$$

É comum se obter a relação L/V a partir das frações. Da Equação

$L X_T + V Y_B = L X_B + V Y_T$ tem-se a Equação (39).

$$L X_T - L X_B = V Y_T - V Y_B \quad (39)$$

Colocando o L em evidência chega-se a Equação (40).

$$L (X_T - X_B) = V (Y_T - Y_B) \quad (40)$$

Isolando o L/V (equação clássica), obtém-se a Equação (41)

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_T - Y_B}{X_T - X_B} \quad (41)$$

Determinação das vazões e frações molares

y_B = fração molar do CO_2 na fase gás que entra na base da coluna

$$y_B = \frac{Q_{\text{CO}_2}}{Q_{\text{ar}} + Q_{\text{CO}_2}} \quad (42)$$

sendo:

Q_{ar} e Q_{CO_2} são obtidos diretamente nos rotâmetros.

$$Y_B = \frac{y_B}{1 - y_B} \quad (43)$$

$$Y_B = \frac{25,0}{20,0 + 25,0} \quad (44)$$

$$Y_B = \frac{25,0}{45,0} \quad (45)$$

$$Y_B = 0,5556 \quad (46)$$

$$Y_B = \frac{y_B}{1 - y_B} \quad (47)$$

$$Y_B = \frac{0,5556}{1 - 0,5556} = 1,25 \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol ar sem CO}_2} \quad (48)$$

Determinando X_T

X_T é a fração molar do CO_2 na fase líquida que entra no topo da coluna, calculado pela titulação, da quantidade em gramas do líquido, (m_{mistura}) que entra.

Titulação de 112,9 g ----- 0,3 ml

$$m_{\text{CO}_2} = (N_{\text{NaOH}} \cdot V_{\text{NaOH}} \cdot \text{Eq}_{\text{CO}_2}) / 1000 \quad (49)$$

$$m_{\text{CO}_2} = [(0,1 \cdot 0,9506) \cdot 0,3 \cdot 22] / 1000 \quad (50)$$

$$m_{\text{CO}_2} = 0,0006274 \quad (51)$$

$$m_{\text{CO}_2} = \frac{m_{\text{CO}_2}}{m_{\text{mistura}}} \cdot 100 \quad (52)$$

$$m_{\text{CO}_2} = \frac{0,0006274}{112,9} \cdot 100 \quad (53)$$

$$m_{\text{CO}_2} = 0,0005557 \quad (\% \text{ peso}) \quad (54)$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 100 - m_{\text{CO}_2} \quad (55)$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 100 - 0,0005557 \quad (56)$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 99,9994 \quad (\% \text{ peso}) \quad (57)$$

então para determinar x_T minúsculo tem-se:

$$X_T = \frac{\frac{m_{CO_2}}{44}}{\frac{m_{CO_2}}{44} + \frac{m_{H_2O}}{18}} \quad (58)$$

$$X_T = \frac{\frac{0,0005557}{44}}{\frac{0,0005557}{44} + \frac{99,9994}{18}} \quad (59)$$

$$x_T = 2,273 \cdot 10^{-3} \quad (60)$$

Determinando X_B

X_B é a fração molar do CO_2 na fase líquida que sai na base da coluna, calculado pela titulação, da quantidade em gramas do líquido, ($m_{mistura}$) que sai.

Titulação de 118,9 g ----- 9,7 ml

$$m_{CO_2} = (N_{NaOH} \cdot V_{NaOH} \cdot Eq_{CO_2}) / 1000 \quad (49)$$

$$m_{CO_2} = [(0,1 \cdot 0,9506) \cdot 9,7 \cdot 22] / 1000 \quad (61)$$

$$m_{CO_2} = 0,0203 \quad (62)$$

$$m_{CO_2} = \frac{m_{CO_2}}{m_{mistura}} \cdot 100 \quad (52)$$

$$m_{CO_2} = \frac{0,0203}{118,9} \cdot 100 \quad (63)$$

$$m_{CO_2} = 0,0171 \quad (\% \text{ peso}) \quad (64)$$

$$m_{H_2O} = 100 - m_{CO_2} \quad (55)$$

$$m_{H_2O} = 100 - 0,0171 \quad (65)$$

$$m_{H_2O} = 99,9829 \quad (\% \text{ peso}) \quad (66)$$

então para determinar X_B minúsculo tem-se:

$$X_B = \frac{\frac{m_{CO_2}}{44}}{\frac{m_{CO_2}}{44} + \frac{m_{H_2O}}{18}} \quad (67)$$

$$X_B = \frac{\frac{0,0171}{44}}{\frac{0,0171}{44} + \frac{99,9829}{18}} \quad (68)$$

$$X_B = 7,003 \cdot 10^{-5} \quad (69)$$

$$V = V_B = V_T = \text{vazão molar do ar, da equação (17)} \quad V = V_{ar} = \frac{W_{ar} \cdot \rho_{ar}}{M_{ar}} = \frac{Q \frac{P}{RT}}{M} = \frac{Q P}{R T}$$

L é a vazão molar da água

$$L = \frac{W_{H_2O}}{M_{H_2O}} \quad (70)$$

$$W_{H_2O} = Q_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} \quad (71)$$

$$W_{H_2O} = 0,2 \text{ l/min} \cdot 1 = 0,2 \text{ l/min} \cdot 1000 \text{ g/l} \quad (72)$$

$$W_{H_2O} = 200 \text{ g} \quad (73)$$

$$L = \frac{W_{H_2O}}{M_{H_2O}} \quad (70)$$

$$L = \frac{200}{18} \quad (74)$$

$$L = 11,11 \frac{\text{mol}}{\text{min}} \text{H}_2\text{O} \quad (75)$$

Substituindo as vazões molares e as frações molares na equação número (34), $L X_T + V Y_B = L X_B + V Y_T$, do balanço molar, determina-se a fração molar do CO_2 que sai pelo topo pelas Equações:

$$L = \frac{W_{H_2O}}{M_{H_2O}} \quad (70)$$

$$Y_T = \frac{y_T}{1 - y_T} \quad (76)$$

$$\frac{1}{Y_T} = \frac{1-y_T}{y_T} \quad (77)$$

$$\frac{1}{Y_T} = \frac{1}{y_T} - 1 \quad (78)$$

$$\frac{1}{y_T} = \frac{1+Y_T}{Y_T} \quad (79)$$

$$y_T = \frac{Y_T}{1+Y_T} \quad (80)$$

assim:

$$11,11 \cdot 2,273 \cdot 10^{-6} + 0,8518 \cdot 1,25 = 11,11 \cdot 7,003 \cdot 10^{-5} + 0,8518 \cdot Y_T \quad (81)$$

$$\frac{1,0640}{0,8518} = Y_T \quad (82)$$

$$Y_T = 1,2491 \quad (83)$$

A linha de operação da equação número (38) $(Y_B = \frac{L}{V} X + \frac{(V Y_T - L X_T)}{V})$ pode, com os valores das vazões e frações molares, ser determinada.

$$Y = \frac{L}{V} X + \frac{V Y_T - L X_T}{V} \quad (84)$$

$$Y = \frac{11,11}{0,8518} \cdot X + \frac{0,8518 \cdot 1,2491 - 11,11 \cdot 2,273 \cdot 10^{-6}}{0,8518} \quad (85)$$

$$Y = 13,0429 X + 1,2489 \quad (86)$$

A derivada dY/dX é

$$dY = Y dX \quad (87)$$

$$dY = 13,0429 dX \quad (88)$$

A resolução da integral da equação número (89) $z = \frac{V}{K_{ya} \cdot S} \int_{Y_T}^{Y_B} \frac{dY}{(Y-Y^*)}$ com as equações (28) $Y^* = H' \cdot X$, (84) $Y = \frac{L}{V} X + \frac{V Y_T - L X_T}{V}$ e (87) $dY = Y dX$, fornece o número de unidades de transferência (N_{OG})

$$N_{OG} = \int_{Y_T}^{Y_B} \frac{dY}{(Y-Y^*)} \quad (89)$$

$$N_{OG} = \int_{Y_T}^{Y_B} \frac{13,0429 dX}{(13,0429X+1,2489)-(1324,3989)} \quad (90)$$

$$N_{OG} = \int_{2,273 \cdot 10^{-6}}^{7,003 \cdot 10^{-5}} \frac{dY dX}{-1311,356+1,2489} \quad (91)$$

$$\mu = -1311,3560 + 1,2489 \quad (92)$$

$$\frac{d\mu}{dX} = 1311,3560 \quad (93)$$

$$dX = \frac{d\mu}{-1311,3560} \quad (94)$$

$$d\mu = -1311,3560 dX \quad (95)$$

$$N_{OG} = 13,0429 \int_{U_1}^{U_2} \frac{d\mu}{-1311,3560} \quad (96)$$

$$\frac{13,0429}{-1311,3560} = \int_{U_1}^{U_2} \frac{d\mu}{\mu} \quad (97)$$

$$-0,0099 \ln \int_{U_1}^{U_2} \cdot \quad (98)$$

$$N_{OG} = -0,0099 \cdot \ln \frac{1,1571}{1,2459} \quad (99)$$

$$N_{OG} = -0,0099 \cdot \ln 0,9287 \quad (100)$$

$$N_{OG} = -0,0099 \cdot (-0,0739) \quad (101)$$

$$N_{OG} = 0,0007316 \quad (102)$$

O coeficiente de transferência de massa K_{ya} para a mistura concentrada pode,

finalmente, ser determinado pela equação número (1) $K_{ya} = \frac{V}{H_{OG} \cdot S} \left[\frac{\text{mol}}{\text{h m}^3} \right]$

, utilizando os dados da seguinte equação (103) $z = H_{OG} \cdot N_{OG}$

$$z = H_{OG} \cdot N_{OG} \quad (103)$$

$$H_{OG} = \frac{z}{N_{OG}} \quad (104)$$

$$H_{OG} = \frac{0,18}{0,0007316} \quad (105)$$

$$H_{OG} = 246,03 \quad (106)$$

$$K_{ya} = \frac{V}{H_{OG} \cdot S} \quad (1)$$

$$K_{ya} = \frac{0,8518}{246,03 \cdot 4,4477 \cdot 10^{-3}} \quad (107)$$

$$K_{ya} = 0,7733 \frac{\text{mol}}{\text{min}} \text{ m}^3 \quad (108)$$

A influência de distribuição foi quantificada de três modos:

a) Porcentagem de CO_2 retido na água PCO_2A dado pela relação

$$\text{PCO}_2\text{A} = \frac{X_B - X_T}{X_B} \cdot 100 \quad (109)$$

$$\text{PCO}_2\text{A} = \frac{7,003 \cdot 10^{-5} - 2,273 \cdot 10^{-6}}{7,003 \cdot 10^{-5}} \cdot 100 \quad (110)$$

$$\text{PCO}_2\text{A} = 96,05 \% \quad (111)$$

sendo

X_B a fração molar de CO_2 na água que sai na base da coluna

X_T a fração molar de CO_2 na água que entra no topo da coluna

b) Porcentagem de recuperação de CO₂, PR obtida por

$$PR = \frac{Y_B - Y_T}{Y_B} \cdot 100 \quad (112)$$

$$PR = \frac{1,25 - 1,2491}{1,25} \cdot 100 \quad (113)$$

$$PR = 0,072 \% \quad (114)$$

c) Coeficiente global de transferência de massa K_yA, supondo concentração diluída de gás.