

# 天然气 预处理 和加工

第二卷

〔美〕J.M.坎贝尔

GAS CONDITIONING  
AND  
PROCESSING  
Volume 2  
JOHN M. CAMPBELL

石油工业出版社

TE6  
001-2

070236



# 天然气预处理和加工

第二卷

吸收及分馏, 泵输、压缩和膨胀,  
制冷, 防水化、脱水及过程控制

[美] J. M. 坎贝尔

杜智文 刘先德 译 王乐天 校



200423005

石油工业出版社

## 内 容 提 要

本书为《天然气预处理和加工》的第二卷（共四卷），主要叙述天然气的吸收及分馏、泵输、压缩、膨胀、制冷、防水化、脱水的基本过程和方法，并介绍了过程控制。本书简明扼要，使从事上述工作的工作人员对这些过程有一清楚了解。

本书适用于从事天然气处理和加工的技术人员及工人阅读。

## GAS CONDITIONING AND PROCESSING

Volume . II FIFTH EDITION

DR. JOHN M. CAMPBELL

Campbell Petroleum Series, Inc.

Norman, Oklahoma 1981. 6

### 天然气预处理和加工

第二卷

吸收及分馏，泵输、压缩和膨胀，  
制冷、防水化、脱水及过程控制

【美】J. M. 坎贝尔

杜智文 刘先德 译 王乐天 校

石油工业出版社出版

（北京安定门内安华里二区一号楼）

石油工业出版社排版印刷

新华书店北京发行所发行

787×1092毫米 16开本 25印张 629千字 印1—2,000

1991年1月北京第1版 1991年1月北京第1次印刷

ISBN 7-5021-0433-X / TE · 419

定价：7.05元

# 目 录

<b>第十三章 吸收及分馏原理</b> .....	( 1 )
第一节 吸收 .....	( 3 )
第二节 汽提塔计算 .....	( 11 )
第三节 分馏作用 .....	( 11 )
<b>第十四章 流体的泵输、压缩及膨胀</b> .....	( 37 )
第一节 泵 .....	( 37 )
第二节 离心泵 .....	( 39 )
第三节 真空泵 .....	( 44 )
第四节 往复压缩机 .....	( 45 )
第五节 离心及轴向式压缩机 .....	( 59 )
第六节 旋转式压缩机 .....	( 64 )
第七节 螺杆式压缩机 .....	( 64 )
第八节 驱动器 ( 发动机 ) .....	( 65 )
第九节 往复式发动机 .....	( 65 )
第十节 燃气透平机 .....	( 68 )
第十一节 电机 .....	( 73 )
第十二节 压缩机及发动机的一般控制 .....	( 74 )
第十三节 膨胀机 .....	( 76 )
第十四节 水力膨胀机 .....	( 77 )
第十五节 气体膨胀机 .....	( 78 )
第十六节 压缩机和驱动器的选择 .....	( 82 )
第十七节 阀门上的压力降 .....	( 83 )
<b>第十五章 制冷系统</b> .....	( 87 )
第一节 Servel 式吸附系统 .....	( 87 )
第二节 氨吸收系统 .....	( 88 )
第三节 压缩制冷 .....	( 90 )
第四节 膨胀制冷作用 .....	( 104 )
第五节 制冷的应用 .....	( 106 )
<b>第十六章 液化过程</b> .....	( 118 )
第一节 氮的回收 .....	( 118 )
第二节 天然气的液化 .....	( 120 )
第三节 冷凝冶金学 .....	( 124 )
第四节 热交换器 .....	( 125 )
第五节 隔热 .....	( 126 )
第六节 设计及操作 .....	( 129 )

第七节 LNG 的利用 .....	(129)
第八节 成本 .....	(131)
<b>第十七章 烃类系统中水的状态</b> .....	(133)
第一节 水监视器 .....	(141)
第二节 水化物 .....	(142)
第三节 水化抑制作用 .....	(153)
<b>第十八章 吸收脱水</b> .....	(158)
第一节 一般的 TEG 脱水系统配置 .....	(159)
第二节 基本设计因素 .....	(163)
第三节 贫 TEG 浓度 .....	(169)
第四节 循环速度—吸附器接触 .....	(174)
第五节 操作问题 .....	(180)
第六节 氯化钙 .....	(183)
<b>第十九章 吸附脱水及脱硫</b> .....	(186)
第一节 吸附过程 .....	(187)
第二节 基本脱水性能 .....	(188)
第三节 吸收塔的设计 .....	(192)
第四节 设备的规划 .....	(198)
第五节 退化 .....	(200)
第六节 制冷操作 .....	(201)
第七节 再生及冷却计算 .....	(201)
第八节 烃类回收 .....	(204)
第九节 液体脱水 .....	(209)
第十节 吸收系统的特征 .....	(210)
第十一节 分子筛 .....	(213)
第十二节 气体和液体脱硫 .....	(215)
第十三节 干燥剂的选择 .....	(217)
<b>第二十章 脱硫及硫回收概述</b> .....	(219)
第一节 2-羟基乙胺吸附 .....	(219)
第二节 萨非努尔工艺 (Sulfinol) .....	(231)
第三节 二甘醇胺(DGA) .....	(231)
第四节 热碳酸钾 .....	(231)
第五节 Giammarco-Vetrocoke 过程 .....	(234)
第六节 铁缩过程 .....	(234)
第七节 其他过程 .....	(236)
第八节 硫回收过程 .....	(236)
<b>第二十一章 过程控制</b> .....	(239)
第一节 液面控制 .....	(244)
第二节 压力控制 .....	(247)
第三节 低压服务 .....	(248)

第四节	阀门继电器	(248)
第五节	油、水分离器	(250)
第六节	温度控制	(251)
第七节	低温系统	(255)
第八节	过程控制	(257)
第九节	分馏塔控制	(257)
第十节	报警和停机系统	(264)
第十一节	噪声控制	(268)
第十二节	使用仪表板	(273)
<b>第二十二章</b>	<b>价格估算原则</b>	<b>(275)</b>
第一节	价格指数	(275)
第二节	能力(十分之六定律)	(276)
第三节	价格分解	(277)
<b>第二十三章</b>	<b>装置和设备的技术规范</b>	<b>(291)</b>
第一节	技术规范	(292)
第二节	评标	(293)
第三节	机械规范	(294)
第四节	一般安全要求	(294)
第五节	混凝土	(295)
第六节	电器设备	(297)
第七节	管线、阀门及紧固件	(301)
第八节	制造和测试	(303)
第九节	制冷管线	(303)
第十节	不用加热的压力容器	(304)
第十一节	换热器、冷凝器、气冷却器及重沸器	(305)
第十二节	离心泵	(305)
第十三节	往复泵	(306)
第十四节	仪器及控制	(306)
第十五节	压缩机设备	(308)
第十六节	建筑物	(308)
第十七节	围栏	(309)
第十八节	冷却塔	(309)
第十九节	涂漆	(310)
第二十节	锅炉	(310)
第二十一节	绝缘	(310)
<b>附录 1</b>	<b>换算系数</b>	<b>(314)</b>
<b>附录 2</b>	<b>热动力数据</b>	<b>(333)</b>

## 第十三章 吸收及分馏原理

从基本原理上说，吸收及分馏是密切相关的过程。吸收塔的作用乃是通过气和某种油的接触，脱除气体中的可液化的组分。吸收的那些组分在油中的蒸汽压小于其在富气中的分压，因此，该组分由气相转移到液相。分馏则是利用两种或多种组分之间的沸点差而产生分离作用。在塔顶收集较轻的组分（沸点较低），而较重质组分（沸点较高）由塔底流出。

这两个过程都可应用第十章所述的速度方程。由于气相及液相之间的浓度差而产生驱动力。某一组分，如果其气相组成大于其液相组成，则该组分会凝析，反之会蒸发。

两相之间的接触面积是影响速度的一个主要因素。接触面积愈大，速度会愈快。因此，机械设计包括设计出能产生最大接触面积的装置。

相的改变，使传热过程也随之发生。物体凝析可以释放能量；物体蒸发会吸收能量。这个传热过程也与面积有关。传质和传热两个过程同时发生并相互制约，因此，一项好的设计应考虑到这两个因素。

设计吸收塔及分馏塔，在计算时所采用的公式都是基于同样的基本概念，即：

1. 平衡（理论的）塔板或塔盘；
2. 热平衡及物料平衡；
3. 通过温度、相态及压力对组分进行控制。

以上每一种基本概念都利用了基本相态及以前所讨论过的热力学方法。在吸收及分馏过程，要严格地应用这些概念则既乏味又费时。为此，这样做的很少，如果是这样做了，也要使用数字计算机。但是，也有一些适合于广为应用的计算尺或台式计算器的简捷方法。它们可以表明各种变量之间的关系，应用于操作和设计还是足够精确的。通常设计吸收塔及分馏塔的计算程序都可利用，但不能代替现场分析。下面着重介绍的是这些简捷方法。

平衡（理论的）塔板的定义是：在这块平衡板上，离开塔板的气相与离开的液相达到平衡（ $y_i = kx_i$ ）。两者是在同一温度和压力下离开这一塔板的。所以，如果已知离开这块塔板的气相组分及其温度和压力，则可利用平衡关系式计算液相的组分。

实际塔板是不可能达到平衡的，因为气-液相要达到平衡的接触时间不够充分，所以离开这个实际塔板的气相及液相将不会达到平衡。因此，要达到平衡所需要的实际塔板要比理论塔板多。其数量及总效率用分数表示，则为：

$$\frac{\text{理论塔板}}{\text{实际塔板}} = \text{总效率} \quad (13.1)$$

通过对比便可求得效率。按照本章所述的方法，或者用所谓的逐板热平衡及物料平衡方法，确定理论塔板的数量。实际板数可由公式 13.1 求得。

### 一、塔的内部排列

第八章中指出的那类填料，可用以获得理想的气-液接触。在这种情况下，用等效的理论塔板等板高度（HETP）或传递单位高度（HTU）可以分析填料情况。

大多数塔的气-液接触都采用实际塔板，其作用是当气流与液体接触时，使气流分割成

一些小气泡，以尽量增大接触面积。塔板有三种基本类型：泡罩式、浮阀式及多孔式（筛孔式），见图 13.1。筛孔式塔板只是在—块平板上钻成—系列孔眼。正规筛孔，其每个孔的直径—般约为 1.25cm，但在预计会有污物的地方，孔的直径可大到 2.5cm。

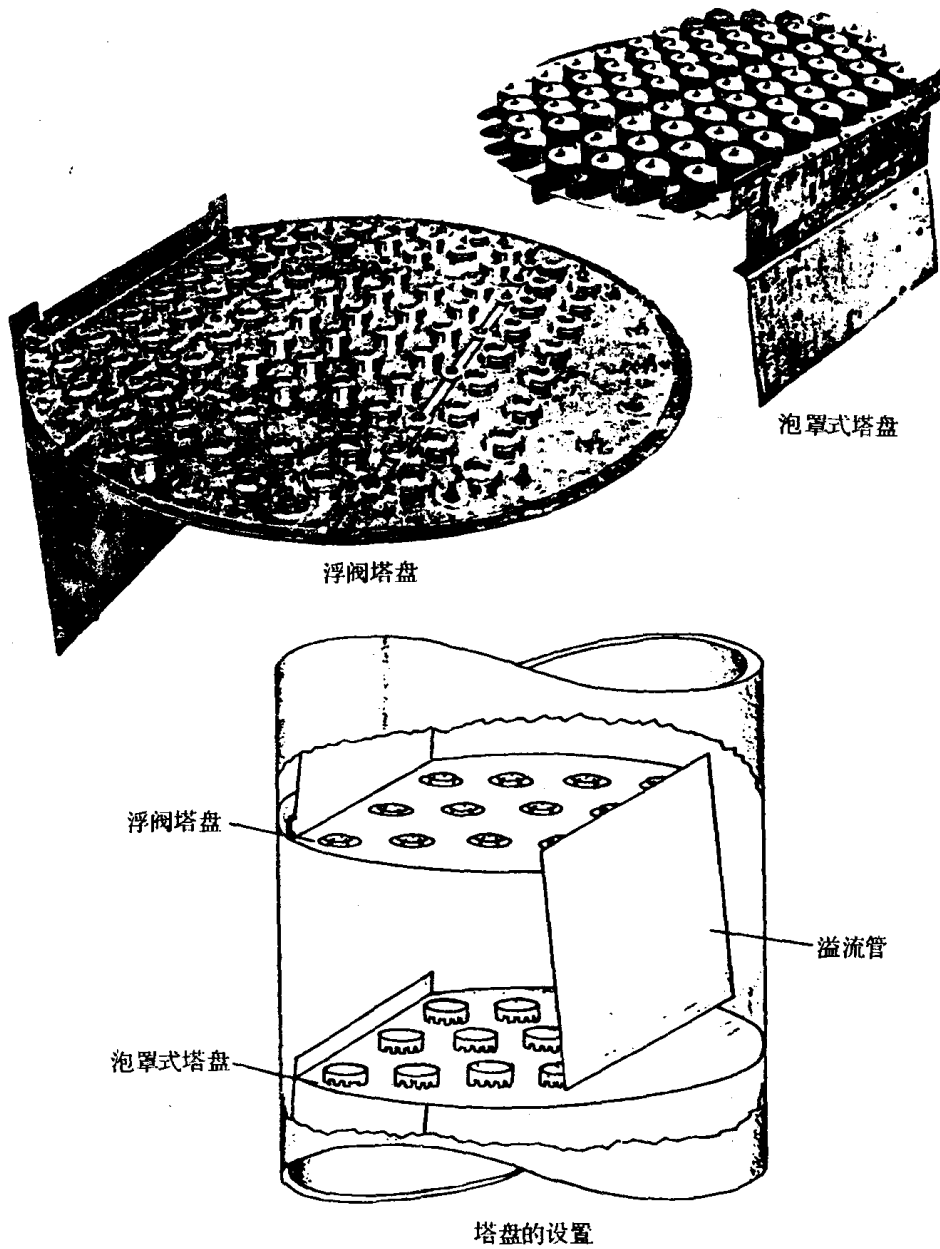


图 13.1 吸收塔及分馏塔所用的一些典型板

在每个“泡罩”的中央有一个竖管或烟囱，以防止塔盘上的液体落入气体所流经的孔眼。气体通过罩中的沟槽冒出。

浮阀塔盘装有一个可拆卸的盖，这个盖可随气体通过塔板张开时的速度升降，它与单向阀有点相似，气流的可变面积可以防止液体从气孔下落。

没有机械遮挡防止液体由筛孔塔板的气孔下落，而是靠相当高的气体流速控制的。



液体按照正常的流动路径流动，防止由板的气孔下落，这是很重要的。液体从气孔下落的现象，称为“漏液”，它会降低塔板的效率。

正常的液流路径，见图 13.1，来自上面塔板的液体向下流经溢流管，漫过液堰（形成液封），穿过塔板，漫过出口堰，然后流经溢流管到达下部塔板。由于液体反流经气流路径一次，故称图示的塔板为一次板。

如果与气速相比，液速很高，则必须采取不同的塔板排列方式，其交替流动路径方式见图 13.2。确定液体流经气体路径的次数是详细设计的组成部分。

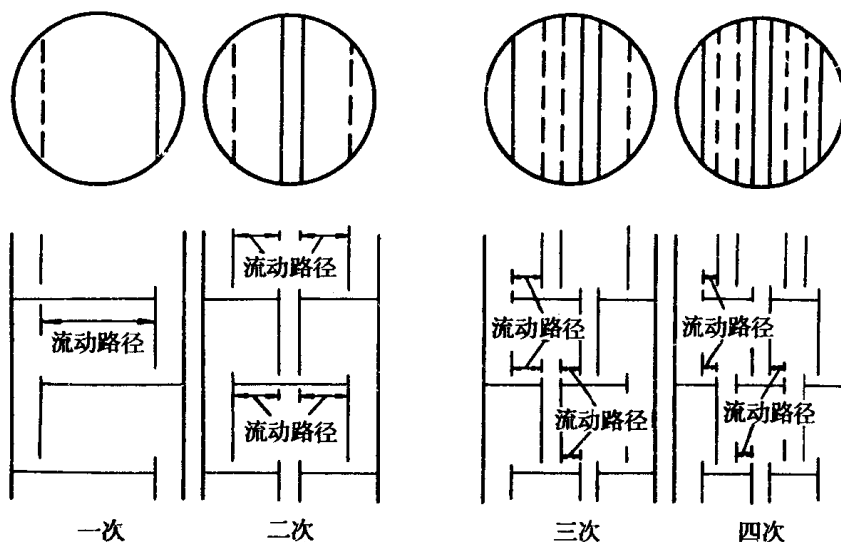


图 13.2 交替流动路径示意图

## 二、计算总结

塔的设计要根据以上简述的原则，考虑影响性能的诸因素。其标准计算是由分馏研究公司 (FRI) 发展的。该公司是由一些大承包商、卖主及用户资助的非盈利实体单位。这些 FRI 设计标准被广泛采用，并多纳入到技术规范之中。

大多数的详细计算是靠计算机完成的。但也有许多简捷方法适用于设计本书中所论述的那些实用的吸收塔及分馏塔的性能。着重讨论这些方法的原因有二：这些方法靠手工可以完成；这些方法对于那些从事塔的制造和操作的人来说，既有用又易于掌握。

## 第一节 吸 收

吸收塔部分（通常称作前端）的流体流动情况，如图 13.3 所示。富气（有时称作湿气）进入吸收塔底部，然后向上流动，经过吸收塔，与贫油对流。气体中容易被吸收的组分则转移到油中。干气（商品气）离开吸收塔顶部。贫油进入到吸收塔的顶盘，并向下流动，与富气对流，携走容易被吸收的物质。富油离开吸收塔底部，然后由此流向汽提塔顶部。在汽提塔需加热，有时还要加入诸如蒸汽或干气的汽提物。所吸收的物质从汽提塔顶部脱除，而汽提塔底部的贫油则循环到吸收塔的顶盘。该图只是一个框图，实际上在吸收塔和汽提塔之间还有换热器、泵，甚至可能还有处理富油的分馏塔（脱甲烷塔或脱乙烷塔）。

吸收塔—汽提塔组合装置犹如“双胞胎”，它们之间协同动作。吸收塔回收一些组份，而

后在汽提塔脱除，这样油就可以在适当的条件下返回吸收塔。

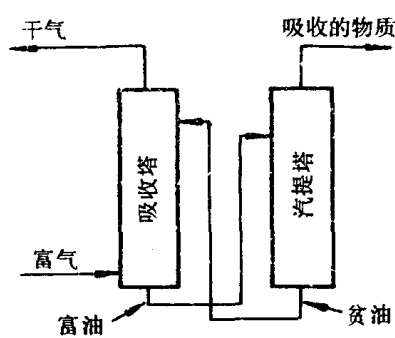


图 13.3 吸收塔部分的  
流体流动示意图

乙二醇脱水装置就是吸收塔-汽提塔的组合装置。这里概述的原理，在第十八章还会再用到。

在气和油的对流接触中，某一组分在气相中的分压超过其在液相中的分压时，该组分即被吸收。油所起的作用就是通过稀释来降低该组分的蒸汽压力。在吸收的组分中油愈贫，吸收过程就愈有效。对于给定的气体速率及组分来说，油循环速度、油组分及平衡接触次数是主要变量。油速及接触次数是互相依存的，因为油速增加，使给定的吸收过程保持比较贫乏，需要的接触次数也就较少了。

随着组分由气相变为液相，会释放出一定的能量，称为吸收热。从数值上来看，它略高于凝析作用的潜热。释放出的能量被油和气在流经该塔时所吸收。因此，干气和富气两者离塔的温度高于富气和贫油。释放的总热量几乎与所吸收的气体量成正比，因为各个轻烃组分的吸收热并没有太大差别。在某些情况下，油应在吸收塔的外部的某些部位进行冷却，以保持所要求的温度。

吸收塔所用贫油的分子量范围为 100~200，这取决于平均塔温。在-18℃范围内，一般用分子量为 120~140 的油。在近 40℃ 温度，分子量约为 180~200。一种适于汽提的贫油，在可测出的重量范围内，几乎不含轻于戊烷的组分。

吸收塔的一些计算方法，在各种教科书、文章及手册中都汇集并推荐过。在此，只涉及一种简便方法及一种逐板计算方法。这些方法对于那些从事吸收设备的规范制定和操作的人来说，在很多方面是足够应用的了。

### 一、符号说明

为了简化代数式，在吸收计算中往往使用与标准平衡计算时略微不同的符号，见图 13.4。

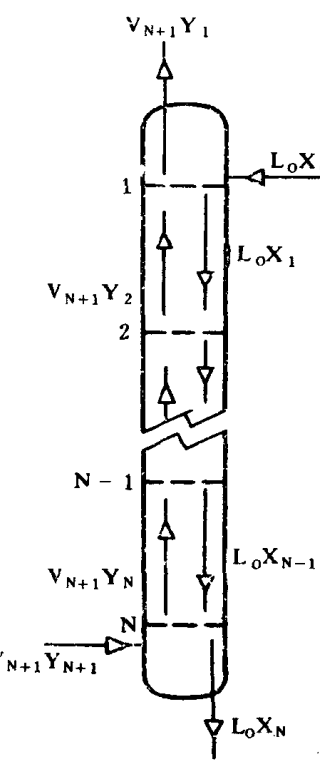


图 13.4 油吸收塔  
示意图及符号

$L_0$ ——进入吸收塔的贫油克分子数；

$V_{N+1}$ ——进入吸收塔的富气克分子数；

$Y_1$ ——每克分子的富气进入吸收塔时，离开吸收塔的贫气中任何组分的克分子数；

$Y_{N+1}$ ——每一克分子进入的富气，其中任何组分的克分子数（与克分子分数相同）；

$X_0$ ——每一克分子贫油中，进入贫油中的任何组分的克分子数（与克分子分数相同）；

$X_N$ ——每克分子的贫油进入时，离开塔的富油中任何组分的克分子数；

$Y_0$ ——每进入一克分子富气时，与进入的贫油达到平衡的蒸汽中任何组分的克分子数。

在吸收塔中，塔板自上而下排号，底部塔板为板 (N)。任何数值的下角标即是所示的板号。吸收剂（贫油）由上部塔板 (1) 进入，其下角标为 0。气体由下部塔板 (N) 进入，故其下角标为 (N+1)。在一些公式中下

角标为  $n$ ，这是指从 (1) 到 (N) 间的任一通用板。

注意， $Y$  值是根据入口气速算得的离开任何板的相对气体量。 $X$  值是根据贫油的进入量 ( $L_0$ ) 算得的离开任何塔盘的相对液体量。 $Y$  和  $X$  不是克分子数，而是相对量或比值，分母分别为  $V_{N+1}$  及  $L_0$ 。

如果贫气与进入的贫油达到平衡， $Y_0$  值为所离开的贫气中任何组分的相对含量。当然，不可能达到平衡，所以这个值只是计算中所必须的一个虚数。通过平衡计算可求出此值。如果贫油中所含的这种组分量微乎其微，则  $Y_0$  可忽略不计，近似计算时，可视为零。

## 二、基本公式

用上述符号，任何理论板上的平衡关系式均可写成：

$$K_n = \frac{y_n}{x_n} = \left[ \frac{V_{N+1} Y_n}{V_n} \right] \left[ \frac{L_n}{L_0 X_n} \right] \quad (13.2)$$

任一板 ( $n$ ) 及塔的顶部或底部的物料平衡，均与各板之间相互流经的气流和液流有密切联系。如果把板 ( $n$ ) 之上和其下的板分别用 ( $n-1$ ) 和 ( $n+1$ ) 来表示，对于任何组分，则：

$$\frac{L_0}{V_{N+1}} = \frac{Y_{n+1} - Y_1}{X_n - X_0} = \frac{Y_n - Y_{N+1}}{X_{n-1} - X_N} \quad (13.3)$$

公式 13.2 和 13.3 及相应的焓平衡可作为精确的逐板计算的基础。这样就成分包括以下步骤的多次试差解法：

1. 假设顶部塔盘温度，最好是进塔的贫油温度加上  $3 \sim 6^\circ\text{C}$ ；
2. 计算所估计的排出气组分的露点（下文介绍的简便方法能很好地估计出干气组分）；加入足够量的油以进行露点计算（亦可估计油的损失量）；
3. 假设顶部塔盘压力和温度下的  $K$  值，求离开顶部塔盘的流体组分；
4. 用公式 13.3，通过离开塔板 1 的流体，求离开塔板 2 的蒸汽组分；
5. 假设塔板 2 的蒸汽温度，计算顶部塔板的焓平衡。如果平衡核对无误，则继续作板 2 的近似计算；如不等，则重复 1~5 步骤；
6. 依此类推，一直计算到吸收塔的底板。然后进行总的热平衡计算。如果无误，则求解完毕，否则，要重复全部程序，直到总的热平衡计算无误。

为了便于估计计算程序中的液相、气相速度，必须取每块塔板的总吸收量为常数，因而导出公式：

$$\frac{V_n}{V_{n+1}} = \left[ \frac{V_1}{V_{N+1}} \right]^{1/N} \quad (13.4)$$

塔板 ( $n$ ) 及塔顶的物料平衡得出：

$$L_n = L_0 + V_{n+1} - V_1 \quad (13.5)$$

假定温度的变化与所吸收的气体体积成正比，则可以估计出塔板 ( $n$ ) 的温度。

$$\frac{T_N - T_n}{T_N - T_0} = \frac{V_{N+1} - V_{n+1}}{V_{N+1} - V_1} \quad (13.6)$$

除非用计算机计算，上述程序在常规应用时，很少进行验证。当然，用计算尺或台式计算器计算，常常是冗长而费时，因此，最好有更简单、更方便的解法。

### 三、Kremser-Brown 方法

假设塔板之间的  $L/V$  变化不太大，并且温度的变化也很小，那么就可简化塔平衡过程。这个假设对于大部分气体收缩率较小的天然气及乙二醇吸收塔来说是合理的。

如果把公式 13.2 和 13.3 应用于解含有 (N) 块塔板的吸收塔中的每一块板，则得到公式 13.7

$$\frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - Y_0} = \frac{A_1 A_2 \cdots A_N + A_2 \cdots A_N + \cdots + A_N}{A_1 A_2 \cdots A_N + A_2 \cdots A_N + \cdots + A_N + 1} \quad (13.7)$$

吸收系数“ $A$ ”定义为  $A = L/KV$ 。对于一个给定的板 ( $n$ )， $A_n = L_n/KV_n$ 。Kremser 及 Brown 用数学等式，将公式 13.7 简化为：

$$\frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - Y_0} = \frac{A_e^{N+1} - A_e}{A_e^{N+1} - 1} = E_a \quad (13.8)$$

式中  $A$  为“有效”吸收系数的平衡值。Kremser-Brown 建议有效吸收系数 ( $A_e$ ) 为：

$$A_e = \frac{L_0}{KV_{N+1}} \quad (13.9)$$

比值 ( $L_0/V_{n+1}$ ) 为每一进入一克分子气时，贫油的克分子数，对于给定的计算，这是一个常量。“ $K$ ”为在平均塔温和塔压条件下，关键组分的值。关键组分即规定了回收量的组分，或是虽然没有规定回收量，但其系数“ $A$ ”极其一致的组分。

如果贫油基本上不含有某种给定的组分，即那个组分的  $Y_0 = 0$ ，在这种情况下，公式 13.8 的左边则代表那个被吸收的组分 (分数  $E_a$ )。

对已经建成的塔进行分析时，应平均塔顶和塔底的温度以求得平均“ $A$ ”值。进行一项粗略的设计，可以假定塔底温度比进入的富气温度约高  $3 \sim 8^\circ\text{C}$ 。顶部塔盘温度可估计比进入油的温度高  $3 \sim 6^\circ\text{C}$ 。

以图幅形式表示，公式 13.8 则可绘制如下—幅具有普遍特征的图 (图 13.5)。

代表常数值  $N$  的所有线与代表无穷个理论板数的  $45^\circ$  角虚线汇合。对于实际装置，一个给定的  $E_a$  值，相关的  $A$  和  $N$  的组合应该位于虚线的右侧。

随着  $A$  值的增加， $N$  的各条线变得非常平直。设计最经济的装置操作应在虚线右侧的适当距离内，选择在这些线的弯曲部分。

在吸收过程中，假设入口气体的量、组分及压力是一定的，这时有三个变量可以控制，即油循环速度、理论板数及油温。按公式 13.8 绘制图 13.6。通过图 13.6 可得到各组分的吸收系数、理论板数及所吸收的馏分之间的关系。取贫油及进入气体温度的算术平均值，再加

上 5℃，即可求出平均“K”值。大多数吸收塔中的压力降都很小，因此，可假定塔的压力是恒定的。

如果求具有 8 个理论塔盘的吸收塔，其丙烷回收率为 85% 时的油速，则在图 13.6 的坐标上，找到 0.85 位置，然后横向读 8 个盘，再垂直向下读出 A 值。已知 K、 $V_{n+1}$  及 A，计算  $L_0$ ，即进入一克分子富气时，贫油的油速（克分子量）。同样，如果已知油速，可确定 A 值，在水平线（0.85）与垂直线（由 A 值算起）的相交处，可求出那个油量情况下所需要的理论盘数。

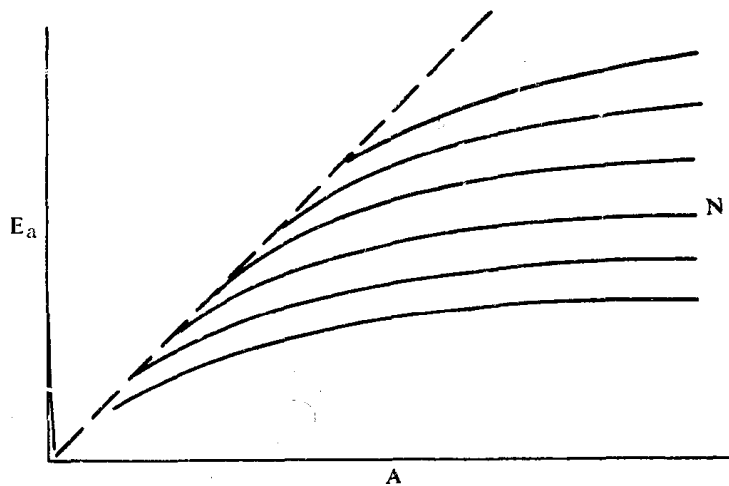


图 13.5 根据公式 13.8 绘制的图

注意，图 13.6 中常数 N 的线不是平滑曲线。这是因为横坐标上所取的 A 的刻度不均匀，为包括更宽的 A 值范围，所取的刻度是变化的。

#### 四、单位

这个对比关系中的 L 和 V 用摩尔表示，但实际测量或规范中一般采用其它单位，因此，要换算成摩尔。常见有下列换算。对气体的换算是指所规定的标准条件。

##### 1. 计算 V (摩尔)

$Q_s$ ——在  $T_s$  和  $P_s$  标准条件下气体体积 ( $\text{mm}^3$ )；

V——相对应的摩尔数；

公制： $P_s = 100\text{kPa}$  (绝对)， $T_s = 0^\circ\text{C}$

$$V (\text{kmol}/\text{h}) = 1840 (10^6 \text{ (标) } \text{m}^3/\text{d})$$

英制： $P_s = 14.7\text{psia}$ ， $T_s = 60^\circ\text{F}$

$$V (\text{lb} \cdot \text{mol}/\text{h}) = 110 \times 10^6 \text{ft}^3/\text{d}$$

##### 2. 计算 L (mol)

公制： $L (\text{kmol}/\text{h}) = 1000 (\text{m}^3/\text{h}) (\rho_r) / \text{mol}$

英制： $L (\text{lb} \cdot \text{mol}/\text{h}) = 350 (\text{bbl (API)}/\text{h}) (\rho_r) / \text{mol}$   
 $= 62.4 (\text{ft}^3/\text{h}) (\rho_r) / \text{mol}$

$\rho_r$ ——相对密度。

**例 1** 一座具有 6 个理论塔板的吸收塔，使用密度为 0.825 的贫油，其流速为  $1136\text{m}^3/\text{d}$ ，分子量为 161。塔的压力为  $500\text{kPa}$ 。平均温度（供计算）为  $30^\circ\text{C}$ 。气的流速为  $488500\text{m}^3$  (标) / d。试算每种组分的回收率。

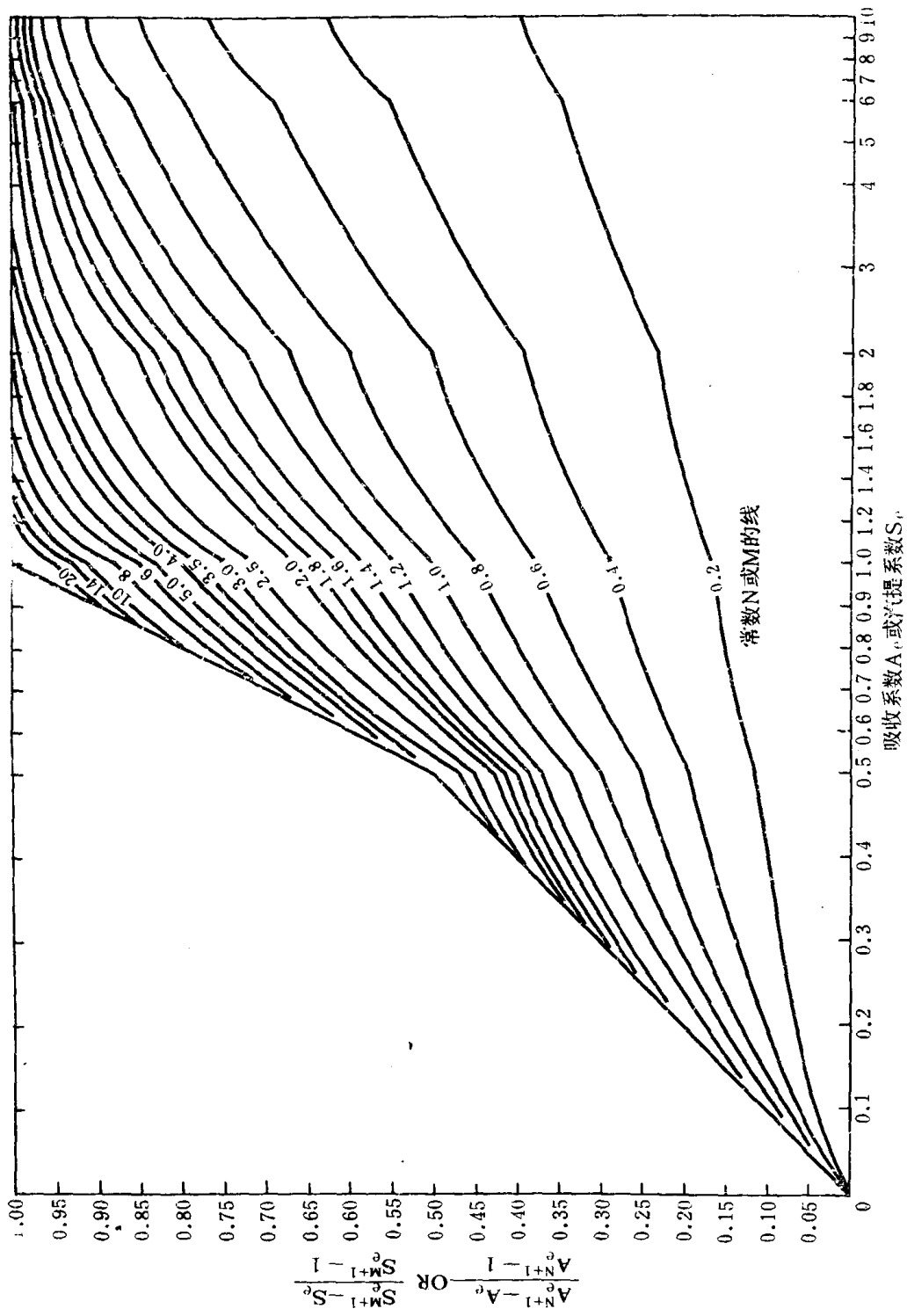


图 13.6 吸收系数图

$$\text{在这种情况下: } L_0 = 1000 \times \frac{1136}{24} \times \frac{0.825}{161} = 242.5 \text{ kmol/h}$$

$$V_{N+1} = (1840) (0.489) = 899.8 \text{ kmol/h}$$

$$\text{故 } (L_0 / V_{N+1}) = 242.5 / 899.8 \approx 0.27$$

那么, 用这些数值可制得一个表。表中第 (2) 栏目为对气体的组成分析。

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)
组分	$Y_{N+1}$	K	A	$E_a$	mol/h (进入)	mol/h (吸收)	$X_N$	mol/h (顶部)	$Y_1$
甲烷	0.83	34.66	0.0078	0.0078	746.83	5.83	0.024	741.00	0.824
乙烷	0.084	6.78	0.040	0.040	75.58	3.02	0.013	72.56	0.081
丙烷	0.048	2.04	0.132	0.132	43.19	5.70	0.024	37.49	0.042
异-丁烷	0.009	0.81	0.333	0.333	8.10	2.70	0.011	5.40	0.006
正-丁烷	0.017	0.59	0.458	0.458	15.30	7.01	0.029	8.29	0.009
异-戊烷	0.004	0.25	1.08	0.885	3.60	3.19	0.013	0.41	...
正-戊烷	0.008	0.19	1.42	0.96	7.20	6.91	0.029	0.29	...
					899.80	34.36	0.1430	865.44	0.962

表中第 (8) 栏目说明塔内每进入 1mol 贫油, 吸收有 0.1430mol 气体。因此, 每进入 1mol 贫油, 离开塔的富油就是 1.1430mol。在塔的顶部  $(L_0 / V_1) = 242.5 / 865.44 = 0.28$ , 在底部  $(L_0 / V_0) = (1.1430) (242.5) / 899.80 = 0.31$ , 这说明  $L/V$  相当恒定。如果进行第二次计算, 则采用一个新的  $L/V$  值, 约为 0.295 (即顶部、底部的平均值)。

异戊烷是关键组分, 因其 A 值极接近 1。在需要作进一步计算时, 可将其作为关键组分。气体收缩率为 3.8% (1-0.962)。对这样的低值最好采用 Kremser-Brown 近似法。其预测的值比较保守, 也就是说, 实际上, 塔的性能比预测的要稍好些。

上述例子关键在于:

1. 在第 (2) 栏目中写出对进入气的组成分析;
2. 求出在塔的平均状态下 (压力几乎始终保持稳定) 每种组分的 K 值, 记入第 (3) 栏目;
3. 已知  $L_0$  及  $V_{N+1}$  值, 用公式 13.9 计算第 (4) 栏目中的 A 值;
4. 用公式 13.8 或图 13.6 计算  $E_a$ , 记入第 (5) 栏目, (假定  $Y_0=0$ );
5. 第 (6) 栏目中的值只是第 (2) 栏目中的值乘以每小时进入的富气克分子数 (899.8kmol/h);
6. 第 (7) 栏目的值为第 (5) 栏目的值与第 (6) 栏目值的乘积;
7. 第 (8) 栏目中的每一个输入值等于第 (7) 栏目中相应的输入除以  $L_0$ 。

(242.5 kmol/h);

8. 第(9)栏目中的值为第(6)栏目与第(7)栏目中的值之差;

9. 第(10)栏目中的值等于第(9)栏目中的每一个输入值除以进入富气的总摩尔数。

这个计算的结果,可作为试差法的第一步推测(例如逐板法)或者是作为预计操作状态的大致描述。

对于给定的气速及板数,并规定了关键组分回收率的情况, $L_0$ 为未知量。通过输入已知的 $E_a$ 值情况下的吸收系统,并横向移到N,然后垂直向下至A轴,则可求出 $L_0$ 值。找出该关键组分的K值,现在已知A、K及 $V_{N+1}$ ,则可求 $L_0$ ,可用这种解法求得表中其他所有组分。

如果给出了关键组分的回收率以及油和气的速度,则可求出N,即所需要的理论板数。可用这几种计算去分析已建成的塔,找出问题所在或对其进行改进,使之适宜不同的使用条件。

天然气吸收塔大多数有7~10个理论板(20~30个实际板)。设计时,如果要求有较高的丙烷回收率,那么,第一步推测应假定有8个理论板。

图13.6表明,随着油速下降,板数趋于无穷大。同样,理论板数多于8个时,油速下降最小。图13.6的左侧线代表无限的理论板数。沿着这条 $45^\circ$ 线, $E_a=A$ 。某一有限板数的所有曲线都与这条 $45^\circ$ 线在“A”的某些数值点相符,然后,在较低值处沿该线变化。

从实际经济效益考虑,应做到吸收塔的费用与油速平衡。前者为一次性投资,后者包括连续运转用燃料、泵输及冷却费用。一般来说,最佳方案是尽可能用最小的油速,采用可行的吸收塔规模,获得理想的回收率。费用受油速的影响非常之大,以致于可以依据油速大致估算费用。

在条件允许的情况下,应使用分子量最低的油,这样可使泵入的物质质量减到最小,但这个界限要依据油的蒸汽压力以及对脱除贫油中关键组分的实际要求而定。

压力由于受到限定或其他实际因素影响,一般是固定的,温度是主要的过程变量。K值随温度的下降而减小,A值增加,单位循环油的回收率提高。因此,采用的温度低于常温,可减少回收装置的吸收-汽提部分的费用,但是冷却(制冷)费用增加。将制冷费用及吸收-汽提费用与平均吸收温度绘制成关系曲线,即可求出最佳温度。对于给定的回收率,分馏费用一般是保持恒定的。那么,吸收部分的费用就成为吸收塔-汽提塔、油冷却、泵输及辅助设备的费用。大多数制冷吸收装置的吸收塔可在 $-30^\circ\text{C}$ 与 $-7^\circ\text{C}$ 温度之间进行操作。在这个温度范围内,通过分馏作用,而不是用蒸汽或汽提气,完成汽提作用。这是采用低于常温的吸收温度的另一个优点。对于回收乙烷操作,往往采用低至 $-50^\circ\text{C}$ 的温度。

吸收塔操作中心出现的问题,除机械问题外,大都涉及油的质量及循环速度。为最大限度地减少出口气的损失并确定良好的吸收操作,必须对油进行适宜的汽提。大多数情况下,应尽可能使用最轻的分子量油。汽化损失限制了油的重量。同时,这种油应含有少量的要回收的那些组分,在大多数情况下,应主要由戊烷及重要的组分组成。参考文献13.6介绍了理想的吸收油的特征。

所叙述的方法确定的只是理论板的数量。把理论板数换算成实际板数,有很多方法可以使用。根据经验,对具有标准塔盘设计的烃吸收塔在不发泡的条件下,25~40%的效率较为靠近实际情况。



## 第二节 汽提塔计算

汽提塔的作用是从贫油<sup>①</sup>中脱除吸收的组分。从吸收油中汽提脱除被吸收的组分，最好用与烃类不互溶的物质，因为这样会加速所吸收组分的汽化。由于蒸汽价廉且容易得到，所以一般都使用蒸汽。但是，采用蒸汽汽提时，贫油被水饱和，因此，产物或油需要脱水。为此，往往用干气汽提，采用的是可得到的最贫的气体（一般为商品气）。用干气汽提时，效率略低，并且塔顶产物的凝析也比较困难。如果油克分子量低于140左右（低温吸收），通过分馏实现汽提过程。在这种情况下，设计按照本章中分馏一节所述的程序进行。

从计算的意义上说，汽提塔只不过是一个反向的吸收塔。塔盘由底向上排号，顶部塔板为“M”。为了方便起见，将前述的吸收公式改写成适于汽提计算的形式：

$$S = \frac{KV}{L} \quad (13.10)$$

$$\frac{X_{M+1} - X_1}{X_{M+1} - X_0} = \frac{S^{M+1} - S}{S^{M+1} - 1} \quad (13.11)$$

式中 S ——汽提系数；

$X_1$  ——每进入汽提塔1克分子富油时，离开汽提塔底部的汽提贫油中组分的克分子数；

$X_{M+1}$  ——每进入汽提塔1克分子富油时，进入汽提塔的富油中组分的克分子数；

$L_{M+1}$  ——进入汽提塔的富油克分子数；

$Y_0$  ——每克分子进入的汽提介质中汽提介质的组分克分子数；

$V_0$  ——进入的汽提介质的克分子数；

$X_0$  ——每进入1克分子富油时，与汽提介质达到平衡的液体中组分的克分子数；

$L_0$  ——离开汽提塔的贫油克分子数。

应用公式 13.10 和 13.11，以及图 13.6 可描述操作和设计所需要足够精度的汽提塔特性。

## 第三节 分馏作用

不管用什么方法从天然气中脱除液体，要使得到的产品满足各项严格的规范，就必须分馏。产品的种类及液体原料的性质决定了分馏塔数。如图 13.7 (a) 所示，单塔系统一般由塔底流出一种规格的产品，其他组分都在顶部流出的原料中。生产天然汽油或稳定流体，供管输销售时，一般就采用这种类型的分馏塔（稳定塔）。

双塔系统通常用于在顶部生产液化石油气（LPG）混合物，而塔底产物为天然汽油，见图 13.7 (b)。在该系统中，脱乙烷塔必须为第二个塔脱除所有的甲烷、乙烷，以及这两种产品中其他不能销售的组分。进入第二个塔的所有物料都留在一种产品液流之中。

<sup>①</sup>恐为富油之误。——译注