

空分設備計算中的几个問題

科学技术副博士、副教授 C.C.布德涅維奇

科学技术副博士、副教授 И.К.康特辽柯夫

本文是研究在計算空分設備中所产生的几个方法問題。其中包括有關於在計算中利用各种热力图表使氮和氧的热焓相一致的問題，有關於如何决定空分設備中双級精餾塔的釜液純度的計算問題，本文也涉及在双塔分离設備中利用多余液氮的可能方案。

一、氧、氮、空气和氮—氧混合物在图表中热焓計算始点的一致性。

在計算利用深度冷凍法分离空气的設備时需要同时利用若干热力图表。为了组成精餾塔的热平衡方程，必須要知道氧、氮及包括空气在內的各种不同純度的氮—氧混合物的热焓值。当計算混合物的热焓时要以純组分的热焓和混合热为出发点。各純组分热焓的值与其所选择的热焓計算始点有关。

因为在深度冷凍范疇內所采取的热力图表中热焓的計算始点不同，所以必須使热焓值一致。不然就不能组成設備的热平衡方程。过去所采取的使图表一致的方法都是近似的，工作量較大的，不准确的。

本文所写的使图表一致的方法是最簡單的。

随着热焓起始值的变化，純组分的热焓在各种状态下值的变化量是一样的，等于在起始点上新焓值与旧焓值之差。

对两种物质的混合物來說，如果它们的热焓按純组分的热焓和混合热計算，有两个热焓計算起始点（每种純组分都有自己的热焓起始点）。

实际混合物的热焓可以表示如下：

$$i_x = x \cdot i_1 + (1 - x) \cdot i_2 \pm q_x \quad (1)$$

式中：

x —第一种组分的容积浓度（仟克分子浓度） 仟克分子/仟克分子；

i_x —仟克分子混合物的热焓 千卡/仟克分子

i_1, i_2 —在混合物的压力与溫度下純组分的热焓 千卡/仟克分子；

q_x —混合热 千卡/仟克分子

現在我们来研究一下，当純组分热焓的起始值变化时，混合物的热焓是如何变化的。設第一种组分的热焓值在起始点变化了 Δi_1 ，而第二种组分的热焓值在起始点沒有变化。那么第一种组分的热焓在所有的状态下都要变化 Δi_1 。

第一种组分在起始点的焓具有新值时混合物的焓 i_x^1 我们写成：

$$i_x^1 = (i_1 + \Delta i_1) \cdot x + (1 - x) \cdot i_2 \pm q_x \quad (2)$$

混合热与热焓計算始点无关，因之它是不变化的。

由式(2)減式(1)可以得到在任何一点混合物焓的变化值。

$$\Delta i^1 = i_x^1 - i_x = x \cdot \Delta i_1; \quad (3)$$

这样，当第一种组分的热焓在始点变化 Δi_1 时，混合物热焓的校正值与第一种组分的容积浓度成直线函数关系。第一种组份的容积浓度变化由 1 到 0，则混合物热焓的校正值由 Δi_1 到 0。

依此类推，如果第二种组份的热焓在始点变化 Δi_2 ，而第一种组分的热焓在起始点未变，我们可以得到：

$$\Delta i^{\text{II}} = (1-x) \cdot \Delta i_2 \quad (4)$$

由此可见，当第二种组份的热焓在始点变化 Δi_2 时，混合物热焓的校正值与第一种组份的容积浓度成直线函数关系。第一种组份的容积浓度变化由 1 到 0，则混合物热焓的校正值由 0 到 Δi_2 。现在我们研究一下当两种组分的热焓在起始点变化为 Δi_1 和 Δi_2 时的情况，在这种情况下混合物的热焓等于：

$$i_x^{\text{I, II}} = (i_1 + \Delta i_1) \cdot x + (1-x) \cdot (i_2 + \Delta i_2) \pm q_x \quad (5)$$

由式(5)减式(1)我们得到混合物热焓的校正值。

$$\Delta i = i_x^{\text{I, II}} - i_x = x \cdot \Delta i_1 + (1-x) \cdot \Delta i_2 \quad (6)$$

在这种情况下混合物热焓的校正值是混合物浓度的函数。

在个别情况下两种组分热焓在起始点的变化值可能相等，即 $\Delta i_1 = \Delta i_2 = \Delta i$ 。由式(6)可以看出混合物热焓的校正值与混合物的浓度无关，对所有的状态都等于 Δi 。

由以上所述可以见得，在计算时需要同时使用具有不同热焓起始点的氮、氧，空气和氮-氧混合物的图表时，最好是按氮-氧混合物的 $i-x$ 图计算，并使其他图表与其相一致。

的确，如果我们以氧和氮的图表作为计算基础的话，那么所采取的热焓起始点与取自组成 $i-x$ 图的纯组分的热焓起始点之间的偏差就要对每个浓度用式(6)来决定 $i-x$ 图的校正值，以使所示的曲线图中的热焓相一致。

在使纯组份的热焓计算起始点与为构成 $i-x$ 曲线图所采用的热焓计算起始点一致的情况下，对氧、氮及空气 ($X_B = 0.791N_2$) 我们得到了固定校正值。但氧、氮和空气校正值是不一样的。

我们进行了使下列图表热焓计算起始点一致的工作：

空气的 $T-S$ 图 (图 I)；

氮的 $i-lgP$ 图 (图 II)；

氧的 $i-lgP$ 图 (图 III)；

氮-氧混合物的 $i-x$ 图 (图 IV)。

以上各图均见 C. Я. 盖尔士著“深度冷冻”第一卷附图。

校正值在所有的情况下都是正值，也就是说，为了得到一致的热焓值，需要向按照曲线图决定的热焓值加上校正值。这些校正值如下：

曲线图	校正值		
	千卡/千克	千卡/标准立方米	千卡/仟克分子
空气的 $T-S$ 图	9.630	12.45	278.88
氧的 $i-lgP$ 图	57.70	82.45	1846.60
氮的 $i-lgP$ 图	21.29	26.63	596.30

在計算时这些校正値可适用于曲綫图的所有状态区（液态，湿蒸汽，过热气）。

二、在空分設備中双級精餾塔的釜液浓度。

关于带有和不带有蛇形管（沿蛇形管通过高压空气）的双級精餾塔的高压塔的釜液純度問題在文献中闡述得很不完整。为了簡便起見，在带有膨胀机的空分設備中，我们不去研究有蛇形管的高压塔（即空气經蛇形管去节流閥，节流后进入塔內，其余空气由膨胀机来直接进入塔內）。而只研究沒有蛇形管的高压塔（节流后的空气与經膨胀机膨胀后的空气在进入塔前已經混合好了）。

在塔的下部有蛇形管的情况下釜液的浓度与由于蛇形管内空气冷却而使釜液加热的溫度有关。釜液內氧的浓度可能很高，实际上为了使高压塔的塔板数不致太多，釜液中氧的浓度不要取得超过45%—47%，在这种情况下高压塔的压力取5绝对大气压。

在高压塔的下部沒有蛇形管时，就是另外一种情况了。大家知道，精餾塔在理想絕热（沒有冷損）的情况下，空气从热交换器进入精餾塔的状态在 $i-x$ 曲綫图上相当于从塔內出来的氮和氧状态的連接綫与空气浓度綫（ $x=0.791N_2$ ）的交点。

在图 1 a 上的点 1 相当于气态产品設備进入下塔空气的状态，在下塔的压力下这点的状态相当于湿蒸汽。

实际上由于經过精餾塔絕热材料的冷損，进塔空气的状态相当于 B 点。

在理想状况下高压塔下部的回流液体应该与进入塔的空气呈平衡状态。在理想絕热的塔內工作压力是 5 绝对大气压与进塔空气相平衡的釜液浓度是 38.8% O_2 。

如果取高压塔及低压塔的冷損共为 1.5 千卡/千克空气即 43.5 千卡/仟克分子空气則与进塔空气相平衡的釜液浓度为 38.2% O_2 。实际上釜液的浓度与平衡状态的浓度相差 1—2%，即在实际情况下在不带蛇形管的塔內釜液的浓度为 37—38% O_2 。

对生产液氧的，不带蛇形管的塔（包括带液氧泵的生产气态氧的高压設備）进塔空气的状态相当于 B_0 点（见图 1 b）。在这种情况下 B_0 点在 $i-x$ 图上所在的位置要比生产气态氧时低，就是进塔空气的溫度低（*）。与进塔湿空气相平衡的釜液浓度为 34.5% O_2 。

实际上釜液的浓度有些差別为 33—34% O_2 。

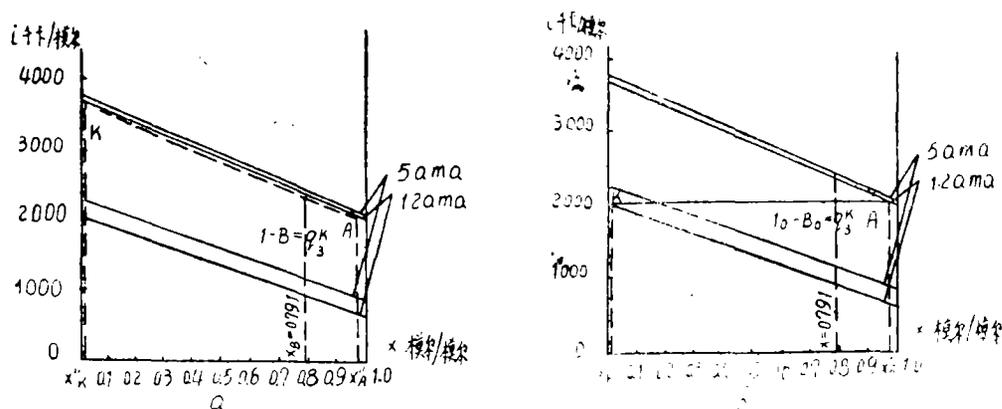


图 1 制氧設備中在进入精餾塔前空气的状态

a. 制取气态氧 b. 制取液态氧

（*）譯者注：B 和 B_0 在图 1 a 和 1 b 上的位置是隨着 q_3^K 的变化而变化的，其具体位置未表示出。

在下塔的压力高于5绝对大气压时釜液的含氧浓度将低于前面所指出的浓度。

三、在双级精馏塔中多余液氮的利用

一般的情况下在空分设备的双级精馏塔中有多余的液氮。在下塔的底部没有蛇形管时可以取出一部分液氮（占分离空气量的20—25%）而不破坏低压塔的精馏过程。如前面已经指出的在下塔有蛇形管时，釜液的含氧浓度比没有蛇形管时大，也就是说可以得到的液氮更多。在这种情况下可以取出多于25%的液氮。

假设从塔中取出的液氮量占加工空气量的20%，与拉赫曼原则相符，这部分多余液氮可以用来精馏增加的一部分空气（大致20—25%）。不管拉赫曼原则的优点和缺点，我们阐述在双级精馏塔中利用多余液氮的另外一种方案。

在单级精馏塔中不能提取出含在空气中的全部氧气。假如在单级精馏塔液空进口处上加上一段塔，并向塔的顶部输入液氮，那末可以得到和双级精馏塔同样的精馏效果。

图2是两个塔工作的原理流程图。

量为 B_1 的空气在双级精馏塔内进行精馏。这部分空气先通过在单级塔下部的蛇形管，然后进入双级精馏塔高压塔下部。

从高压塔液氮囊中出来量为 \bar{A} 的液氮分为两部分。量为 \bar{A}_1 的一部分液氮输入双级精馏塔的低压塔作回流液用，而另一部分量为 \bar{A}_2 的液氮输入单级精馏塔的上部。在单级精馏塔中精馏量为 B_2 的空气。这部分空气先通过在塔下部的第二个蛇形管，并经节流后输入单级精馏塔的中部。

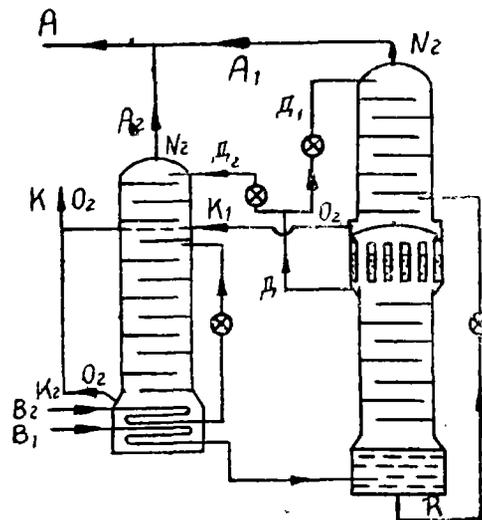


图2 两个精馏塔工作流程

空气精馏的结果在双级精馏塔内得到量为 K_1 的氧，在单级精馏塔内得到量为 K_2 的氧。

量为 B_1 的空气首先进入单级精馏塔下部的蛇形管，依靠空气 B_1 给出的热量使向这个塔的上部输入量为 \bar{A}_2 的液氮转化为气态。然后空气进入双级精馏塔的下部。由于量为 B_1 的空气已在蛇形管内冷却就保证了它在进入双级精馏塔前必需的状态。

图3是用图解法决定在单级精馏塔下部蛇形管中量为 B_1 的空气应该给1千克分子浓度为 $\frac{0,791 \cdot B_2 + \bar{A}_2 \cdot X_{A'}}{B_2 + \bar{A}_2}$ 的混合物（空气 B_2 和液氮 \bar{A}_2 ）的热量。在图上热量 q_2 由1—2线段表出。

如果在双级精馏塔中被精馏的空气量为100千克分子，同时有20千克分子的液氮从液氮囊输入单级精馏塔，求出在单级精馏塔中可以完全精馏多少空气量 B_2 。

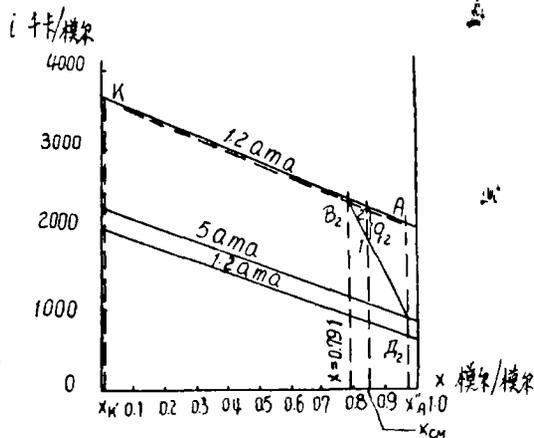


图3 用图解法决定单级精馏塔底部蛇形管中空气的给热量

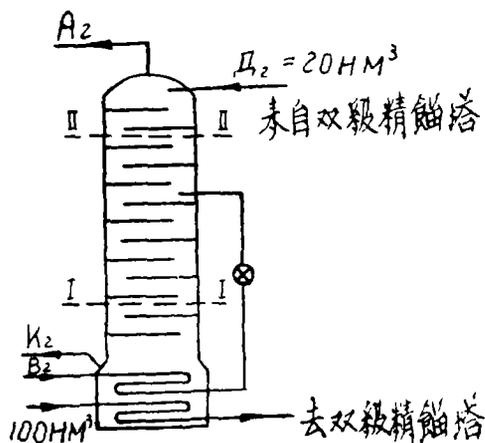


图4 向塔的顶部输送液氮的单级精馏塔工作流程

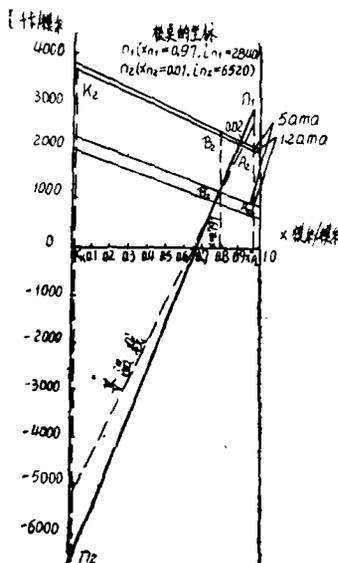


图5 决定极点坐标的图解法

图4为在上述条件下工作的单级精馏塔的工作流程。塔的提馏段和精馏段的极点在图5中表出。极线和通过进塔空气状态(节流后)的等温线间的偏差取2%(按气态纯度)。

研究一下塔的截面I—I。

求出在塔的精馏段能正常精馏的条件下可以分馏的空气量。

塔的精馏段极点的热焓等于:

$$i_{n_1} = \frac{A_2 \cdot i_{A''} - D_2 \cdot i_{D_2'}}{A_2 - D_2} \quad (7)$$

式中:

A_2 ——出塔的氮气量;

D_2 ——从双级精馏塔输入的液氮量;

$i_{A''}$ 和 $i_{D_2'}$ ——出塔氮气和输入液氮的热焓值。

从式(7):

$$A_2 = \frac{D_2(i_{n_1} - i_{D_2'})}{i_{n_1} - i_{A''}} = \frac{20 \cdot (2840 - 860)}{2840 - 2040} = 49 \text{ 千克分子} (*)$$

从被分离的空气中得到的氮气量 A_2' 为:

$$A_2' = A_2 - D_2 = 49 - 20 = 29 \text{ 千克分子}$$

如认为从1千克分子的空气中得到0.813千克分子的氮($x_R = 0.01$; $x_{A'} = 97$)求出在塔的精馏段被分离的空气量 B_2 。

$$B_2 = \frac{A_2'}{0.813} = \frac{29}{0.813} = 35.6 \text{ 千克分子。}$$

校验截面I—I在塔的提馏段是否能分馏35.6千克分子的空气。

(*) 所有的计算都是认为在双级精馏塔内被精馏的空气量为100克分子。

提馏段极点的焓值为:

$$i_{n_2} = i_K'' - \frac{Q_K}{K_2} \quad (8)$$

式中:

Q_K ——向塔下部输入的热量;

K_2 ——从塔中得到的氧气量;

i_K'' ——氧气出塔的热焓值;

$$Q_K = Q_{K_1} + Q_{K_2}$$

式中:

Q_{K_1} ——在单级精馏塔中被精馏的空气(B_2)在塔下部的给热量。

Q_{K_2} ——去双级精馏塔进行精馏的空气($B_1=100$ 千克分子)在塔下部的给热量。

$$Q_{K_1} = B_2 (i_{B_2} - i_{B_2}') = 35.6 (2260 - 1090) = 41700 \text{ 千卡。}$$

式中:

i_{B_2} 和 i_{B_2}' ——在单级精馏塔中被精馏的空气在进入蛇形管前和出蛇形管后的热焓值。

$$Q_{K_2} = (B_2 + D_2) \cdot q_2 = 55.6 \cdot 430 = 23850 \text{ 千卡。}$$

式中:

q_2 ——在双级精馏塔中分离的空气在塔的下部给 1 千克分子空气 B_2 和液氮 D_2 混合物的热量。

q_2 的量可用作图法在 $i-x$ 图上求得 (见图 3)。

$$Q_K = 41700 + 23850 = 65550 \text{ 千卡。}$$

从式 (8)

$$K_2 = \frac{Q_K}{i_K'' - i_{n_2}} = \frac{65550}{3620 + 6520} = 6.48 \text{ 千克分子}$$

在这种情况下提馏段可以精馏 $\frac{6.48}{0.187} = 34.6$ 千克分子空气。

由此可见如果向单级精馏塔输入的液氮量为双级精馏塔内分离空气量的 20%，那末在单级精馏塔内可以分离 34% 的空气。

最后应该指出，在被研究的流程中可以将进入单级精馏塔的空气压力降低到比进双级精馏塔的空气小 1 个大气压，这是由于在单级精馏塔中氧的蒸发是靠蛇形管内空气的冷凝而放出的热量，而在双级精馏塔中氧的蒸发是靠氮的冷凝热量。

结 论

1. 在同时利用有着不同热焓计算起始点的空气，氧，氮，氮—氧混合物的曲线图时最好以氮—氧混合物的曲线图为基础使这些曲线图的热焓计算起始点相一致。
2. 在双级精馏塔的高压塔下部有蛇形管和没有蛇形管的情况下釜液的纯度不一样。在没有蛇形管的塔中在生产气态氧的情况下釜液的纯度要比在生产液氧的情况下高。
3. 双级精馏塔内多余的液氮可以用于在单级精馏塔内精馏空气。

参 考 文 献

1. С. Я. Герш, Эффективные циклы глубокого охлаждения и новые принципы
下转 23 页

2. 钎焊試驗結論及今后的任务:

(1) 德銀与德銀、62黃銅, M₃銅的钎焊, 在生产中可以采用与焊黃銅的相同方法, 机械强度的可靠数据, 尙待繼續試驗求得, 但钎焊缝的总强度是根据焊接面积来决定在設計时尤其对于与 M₃銅联接結構須予以注意, 上表中数据可供参考。

(2) 德銀与不銹鋼的钎焊, 目前尙有困难, 主要是不銹鋼与銀焊料不能浸潤焊着, 与錫焊料的亲附力也不高, 继后我們曾用 ЛК62—0.5 銅焊条钎焊以及用强酸性焊剂錫焊, 曾有所进展, 但仍未达到极为滿意的成果, 这尙待繼續进行試驗。在目前产品設計中尙不能采用銀焊, 錫焊尽量少用。

(3) 德銀与德銀的对接銀焊, 在一般情况下, 其抗拉强度尙佳, 在設計結構上, 仅供采用的参考。

参 考 文 献

1. 有色金属焊接法 (苏) Я Л 克里雅奇金著 孙成璠譯
科学技术出版社出版 1959年版
2. 工业用有色金属与合金手冊 斯米良金著 叶建林譯
重工业出版社 1959年版
3. 熔接便覽 (日) 丸善株式会社
4. Л162 黃銅在熔剂层下的电弧焊接 杭州制氧机厂
浙江机械工程学会 1961年論文文稿
5. 钎焊 (苏) Н Ф 雅科甫列夫著 孙 輝譯
科学卫生出版社 1958年11月版
6. 合金在低温时的强度和范性 (苏) Т В 烏晓著 王 礎譯
科学出版社 1959年
7. 气体混合物分离手冊 И · И 盖彼令主編 樂 莠譯
高等教育出版社 1955年

本文接52頁

разделения воздуха, Машгиз, 1946.

2. С. Я. Герш, Ступенчатая ректификация воздуха, Сб. Статей МВТУ им. Баумана, "Процессы разделения, конденсации и создания вакуума в холодильных установках," Машгиз 1953.

3. М. П. Малков и К. Ф. Павлов, "Справочник по глубокому охлаждению." Государственное издательство технико-теоретической литературы 1947.

4. С. Я. Герш глубокое охлаждение и. 1 изд. Советская наука 1947.

5. Справочник по разделению газовых смесей под ред. проф. Н. И. Гельперина, Госхимиздат, 1953.

6. Ф. Меркель и бошнякович Расчёт абсорбционных холодильных машин, ОНТИ Госмашиздат 1934.

譯自列宁格勒冷藏工业学院科学研究論文集第十一卷16—25頁。

杭州制氧机研究所 卢明章 譯

李永康 校