

焦 化 厂 粗苯工段操作的 强 化

K. A. 别洛夫 著
C. H. 拉祖林
刘 承 剑 译

中国工业出版社

书中研究了粗苯工段操作强化的基本问题，介绍了过程和設備計算的方法，叙述了加压下从炼焦煤气中回收苯族烃和采用管式炉加热洗油的工艺流程，同时阐明了苯車間經濟效果諸問題。

本书可供焦化厂、設計院和研究院的工程技術人員参考，对大学焦化专业的学生也有帮助。

本书并由邱九英校閱整理。

К. А. БЕЛОВ, С. Н. ДАЗОРИН
ИНТЕНСИФИКАЦИЯ РАБОТЫ
БЕНЗОЛЬНЫХ ОТДЕЛЕНИЙ
НА КОКСОХИМИЧЕСКИХ
ЗАВОДАХ
МЕТАЛЛУРГИЗДАТ

Харьков 1959

* * *

焦化厂粗苯工段操作的强化

刘承剑译

*

冶金工业部图书編輯室編輯(北京德胜门大街78号)

中国工业出版社出版(北京德胜门大街10号)

(北京市書刊出版事業許可證出字第105号)

中国工业出版社第三印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行·各地新华书店經售

*

开本 $850 \times 1168^{1/32}$ ·印张 $4^{2/16}$ ·字数103,000

1962年8月北京第一版·1962年8月北京第一次印刷

印数0001—747·定价(10—7)0.72元

*

統一書号: 15165·1395 (冶金-236)

263.2

837



目 录

緒 論	3
第一章 粗苯工段的生产流程和主要設備的构造	3
第一节 炼焦时粗苯的組成及产量	3
第二节 粗苯工段的生产流程和正常的操作制度	6
第三节 粗苯工段主要設備的构造	11
第二章 洗 油	21
第一节 对洗油质量的要求	21
第二节 洗油变质的原因	23
第三章 粗苯回收过程的強化	33
第一节 回收装置操作强化的途径	33
第二节 填料設備中粗苯回收的強化	43
第三节 苯洗滌塔的其他构造形式	46
第四节 关于利用超声波強化粗苯回收的問題	54
第五节 用凝結法回收炼焦煤气中的粗苯	55
第四章 加 压 下 粗 苯 的 回 收	57
第一节 加压回收粗苯的工业装置	57
第二节 在填料塔和塔板塔中, 压力对洗油吸收粗苯 过程的影响	61
第三节 在半工业装置中加压回收粗苯	65
第四节 加压回收粗苯时技术經濟的优越性	72
第五章 粗 苯 解 吸 过 程 的 强 化	82
第一节 洗油加热溫度对解吸过程主要指标的影响	82
第二节 采用管式炉加热洗油的粗苯装置	88
第三节 粗苯工段設備的腐蝕	106
第四节 粗苯的真空蒸餾	111

第六章 管式炉粗苯工段的生产流程和主要操作指标.....	113
第一节 洗油管式炉的操作指标.....	116
第二节 管式炉主要尺寸的确定.....	123
参考文献.....	130

緒 論

过去粗苯生产的发展，主要是依靠设备生产能力的不断增长。由于设备生产能力的不断增长，设备尺寸也就随之增加。但从炼焦煤气中分离苯族烃的工艺过程和原理，几乎没有改变。

如所周知，在苏联所有现有的焦化厂，从煤气中回收苯族烃，都是在回收设备内当压力稍高于大气压时用洗油进行吸收的。被苯族烃饱和的洗油，送往蒸馏工段于 $130-140^{\circ}$ 下蒸出所吸收的粗苯。脱苯后的洗油冷却后，重新返回去吸收煤气中的苯族烃。

此种方法在较小的生产范围内尚称满意，但随着焦化工业的发展，各厂生产能力大大增加；现在焦化厂的回收设备需处理的煤气量往往达 100000 标准米³/小时以上，因此为了从这样多的煤气中回收苯族烃，就需要装置笨重的填料洗滌塔，此种设备在制造、安装和操作上都有很大的困难。炼焦煤气中苯族烃的含量不大，故洗油中苯族烃的平衡浓度也很小，这就决定循环系统中需要大量的洗油，从而导致电能、蒸汽和冷却水的消耗大量增加。

近年来，对乳化状态和泡沫状态条件下强化物质传递的过程进行很多研究，并提出许多新型设备。在这些设备中可以保证液体吸收剂对蒸汽和气体具有极高的吸收强度。此外在其他方面也有改进。

按照规定的术语，以后对在稍高于大气压的压力下（常压下）从炼焦煤气中回收苯族烃的设备，称为洗滌塔，而对高压下进行回收的设备，称为吸收塔。

若从煤气中吸收苯族烃是在高压（ $6-12$ 大气压）下进行的，而洗油的脱苯是在较高的温度（ 180° ）下进行的，同时加热洗油至该温度是采用燃烧煤气的管式炉，则粗苯工段的操作可得到大大的改善。

加压回收苯族烃，能使循环洗油量迅速减少，并相应地降低电能、蒸汽和冷却水的消耗，同时能够大大缩小回收设备和蒸馏设备的尺寸。

当炼焦煤气远距离输送的干线很发达，以及炼焦煤气被用作化学工业的原料，例如用于生产合成氨时，实行高压回收苯族烃最为有利。显然，此时煤气的压力可利用于强化苯族烃的回收和改善整个装置的操作。

提高洗油脱苯时的温度，同样能减少粗苯工段的蒸汽消耗。使用管式炉时，易于将洗油温度提高至任何数值。

大量减少用于解吸的直接蒸汽量，在原则上就有可能在粗苯工段直接将粗苯分馏成窄馏份。

大家知道，最近由于建设了炼焦煤气的脱硫车间，在很多焦化厂感到蒸汽不够用[1]，为了弥补蒸汽的亏缺，有时就需要扩建蒸汽锅炉。

这些焦化厂的粗苯工段建造较简单和便宜的管式炉后，就能降低粗苯蒸馏的蒸汽消耗，从而使其他蒸汽用户得到满足，同时也无需再扩建蒸汽锅炉。

很显然，当这些高强度的过程相互配合，例如加压下回收苯族烃与洗油在管式炉中加热至 180° 的两过程配合时，则整个粗苯工段的操作便会达到高度的强化。

洗油脱苯在真空下进行对强化和改善粗苯装置的操作，同样具有重要意义。因为装置在真空下操作时，解吸过程的温度可降至 $80-85^{\circ}$ ，这对广泛利用焦化厂的废热和把粗苯工段的蒸汽消耗量减至最少，创造了极有利的条件。

本书的任务是总结和阐明有关制定新的工艺流程和强化粗苯工段操作的可能途径的诸问题。

第一章 粗苯工段的生产流程 和主要设备的构造

第一节 炼焦时粗苯的组成及产量

焦化厂粗苯工段生产的粗苯，是透明易流动的液体，比重为0.87—0.92。

粗苯的主要组分是从煤气中吸收来的芳香烃——苯、甲苯、二甲苯等等。此外，粗苯中还含有一些酚类、吡啶碱、不饱和化合物、硫化物以及洗油的轻质馏分。

粗苯的组分不固定，这主要取决于煤的炼焦产物在焦炉炭化室内热解的程度，而它在180°前的馏出量则取决于粗苯工段的工艺流程和操作制度。

决定炼焦产物热解程度的主要因素有：焦饼温度，炭化室顶部空间温度，以及炼焦产物受高温作用的时间。焦炉内温度愈高，煤的炼焦产物在炭化室内停留时间愈长，则其热解也进行得愈深入。最适宜的炭化室顶部空间温度为700—750°。当温度超过750°时，贵重的苯的同系物分解速度迅速增加，故当提高炼焦温度时，粗苯总产量实际上保持不变，但其组分却起了很大的变化。

随着热解程度的深入，粗苯中苯的甲基同系物——甲苯和二甲苯的含量便要减少，但苯本身却反而有某些增加。

粗苯中芳香烃总含量约占180°前馏分的85—95%。在不同的炼焦温度下生产的粗苯中，苯、甲苯和二甲苯的含量列于表1。

继芳香烃之后，粗苯中不饱和化合物的含量占第二位，波动于5—15%之间。

当粗苯蒸馏时，大部分不饱和化合物进入100°前馏分和150—180°馏分中。轻质不饱和化合物是粗苯的有害杂质；苯或甲苯

甚至只含有少量不饱和化合物，在貯存时也会变得不稳定。

表 1 粗苯中苯、甲苯和二甲苯的含量

粗 苯 的 组 分	粗苯180°前馏分中該組分的含量，%	
	炼 焦 温 度， °C	
	900	1100
苯.....	55—60	68—76
甲苯.....	18—20	12—15
二甲苯.....	6—8	2—3

粗苯中酚类和其他含氧化合物的含量不多，通常酚类含量波动于0.1—1.0%之間，古馬隆含量則为0.7—1.5%。粗苯中吡啶硷的含量一般不超过0.5%，而当硫铵工段从煤气中回收吡啶硷时，則粗苯中吡啶硷含量不超过0.01%。

粗苯中硫化物的含量与炼焦煤料的含硫量有关；苏联南方各焦化厂，粗苯中硫化物含量波动于0.6—2.0%范围。

粗苯中硫化物的主要形态有二硫化碳 CS_2 ，噻吩 C_4H_4S ，甲基噻吩 C_5H_6S 等等。

总而言之，粗苯的质量是以180°前馏出量的多少来評定。180°前馏出量越多，粗苯的质量就越佳。优质粗苯的180°前馏出量应不低于92—95%。此外，粗苯的质量还可用品重、初馏点、以及中間馏出量即蒸餾至100°，120°和150°时馏出量来評定。

粗苯的特性为：

比 重0.87—0.92

初馏点73°

馏出量，%，蒸餾至：

100° 62

120° 82

150° 89

180° 94

按国立焦化设计院标准流程（见图2）生产的粗苯工段，初步将粗苯分成两种馏分：150°前馏出的轻苯（苯Ⅰ）和沸点高于150°的重苯（苯Ⅱ）。

两种苯的特性为：

	苯Ⅰ	苯Ⅱ
20°C×比重	0.873	0.927
初馏点，°C	74.5	139.0
馏分，%，蒸馏至：		
100°	81.0	—
120°	92.0	—
150°	98.0	9.5
180°	—	54.0
200°	—	63.0
精馏产品的产量（对粗苯馏分），%：		
初馏分	3.8	—
纯苯	61.8	2.0
纯甲苯	16.3	4.1
二甲苯	2.7	5.4
溶剂油	1.8	16.9
不饱和化合物含量		
（对起始馏分），%	5.2	16.9
硫化物含量（对起始馏分），%	1.42	0.487

如果说所生产的粗苯质量组成主要取决于煤炼焦过程进行的条件，那么可以说粗苯的产量主要取决于炼焦用煤的性质，首先是煤的变质程度。

在苏联生产冶金焦的焦化厂用烟煤进行工业炼焦的一般条件下，粗苯产量约占干加煤重量的1%。当炼焦的配煤组分中加入高挥发分的煤时（例如气煤），则粗苯产量要增到1.2%以上。

煤的变质程度和炼焦时所得粗苯的产量间的关系，对顿巴斯煤可以用下列经验公式近似地表示〔2〕：

$$y = -1.61 + 0.144V - 0.0016V^2, \quad (1)$$

式中 y ——苯族烃对煤可燃质的产量，%；

V ——挥发分对煤可燃质的产量，%。

每1标准米³煤气中苯族烃的含量约为30—35克。

在焦化厂一般的操作情况下，炼焦煤气在回收苯族烃前，温度约为25—30°。煤气在这样的温度下并未被苯族烃的蒸气饱和，因此苯族烃未从煤气中冷凝出。为了在工业上从炼焦煤气中分离出苯族烃，要采用专门的方法，其中主要有：

1. 用洗油或活性炭在常压或加压下从炼焦煤气中吸收（吸离）苯族烃蒸汽。

2. 在低温或高压下，从炼焦煤气中分离出（冷凝出）苯族烃。

在苏联和外国，从炼焦煤气中回收苯族烃，主要的工业方法是在比大气压稍高的压力下，在回收设备（洗滌塔）中用洗油吸收（吸离）苯族烃。

第二节 粗苯工段的生产流程和正常的操作制度

现代焦化厂中粗苯生产的标准流程示于图1和图2。

从炼焦煤气中回收苯族烃的吸收剂，是采用煤焦油的精馏产品——焦油洗油，或是石油分馏时所得的苏蜡油。

在整个回收装置以及各个洗滌塔中，煤气和吸收剂是按对流原则输送的（见图1）。

煤气管道和洗油管道的配置，能使任一洗滌塔撤出操作时不破坏整个装置的正常操作。

在洗滌塔中，为避免水汽从煤气中冷凝进入洗油中，用来回收粗苯的洗油温度应高于煤气温度：夏季高2—3°，冬季高6—7°。

炼焦煤气中苯族烃的最初含量若用 y_1 表示，而回收后用 y_0 表示，则回收率应为：

$$\eta = \frac{y_1 - y_0}{y_1} \quad (2)$$

当装置正常操作时，回收后的煤气中苯族烃含量，即回炉煤气中苯族烃含量应不超过 2 克/标准米³，此时回收率约为 95%。

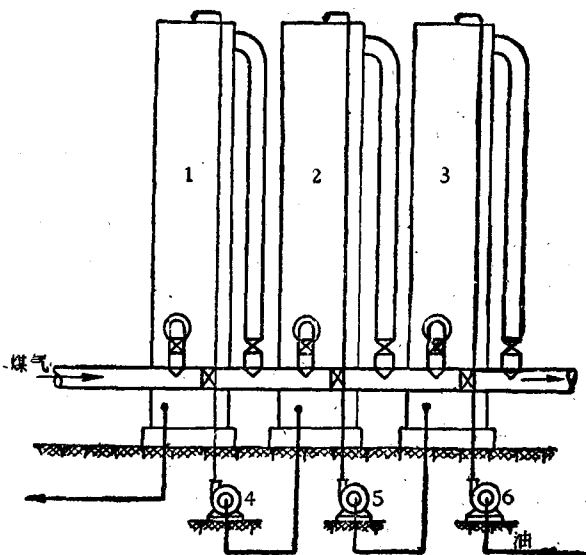


图 1 从炼焦煤气中回收苯族烃的生产流程
1—3—苯洗滌塔；4—6—泵

在装置正常操作的制度下，苯族烃的回收率在颇大的程度内取决于喷入洗滌塔的洗油量。当洗油量不足时，因回炉煤气带走而致的苯族烃的损失便增大，但当洗油量太多时，洗油中苯族烃浓度要降低，致使从洗油中蒸出苯族烃时的蒸汽消耗量增大。

在回收装置的通常操作情况下，洗油被苯族烃饱和的程度，用苏蜡油时约为 2%，用焦油洗油时约为 2.5%。在回收粗苯前，洗油中苯族烃含量，用苏蜡油时应不大于 0.2%，用焦油洗油时应不大于 0.4%。

在洗滌塔中回收苯族烃的最小的或理論的吸收剂用量，可用

以下吸收过程的物料平衡式确定，此时煤气中和洗油中的苯族烃达到平衡状态：

$$V(y_1 - y_0) = Q(x_1 - x_0), \quad (3)$$

式中 V ——煤气量，标准米³/小时；

y_1, y_0 ——吸收前和吸收后煤气中苯族烃含量，克/标准米³；

Q ——洗油量，升/小时；

x_1, x_0 ——平衡时和开始时洗油中苯族烃浓度，克/升。

真正的或实际的洗油用量，应比理论用量约高50%。

被苯族烃饱和的洗油（富油）（见图2），出苯洗涤塔2后（在图2中只绘一个洗涤塔），用离心泵5送往蒸馏工段。富油先通过汽-油热交换器（分缩器）7，被来自苯蒸馏柱6的蒸汽加热到70—85°，再经热交换器8，被从苯蒸馏柱6流出的脱苯洗油（贫油）加热，最后经蒸汽预热器9，被通入管外空间的间接蒸汽加热至125—135°。

出预热器9之后，富油送至蒸馏柱6的加料塔板上，在蒸馏柱中用直接蒸汽从富油中蒸出于洗涤塔中吸收来的苯族烃和一小部分洗油。

贫油出蒸馏柱6，经过液面调节器，用泵14送往管式热交换器8，在此贫油将部分热量传递给送往蒸馏柱的富油后，再通过淋洒式冷却器10进行进一步冷却，然后送入贮槽3。冷贫油出贮槽3，用离心泵4送返洗涤塔2，再从煤气中回收苯族烃。

粗苯、洗油和水的蒸汽，离开蒸馏柱6的上层塔板后进入汽-油热交换器7的管外空间。在汽-油热交换器下部，蒸汽混合物被富油冷却，而在上部则被工业水冷却。

蒸汽在汽-油热交换器7的下部冷却生成的冷凝液，进入分离器21，而上部的冷凝液则进入分离器22。在这两个分离器中，回流分出水后，混合加入富油中，分离水经进一步澄清后放入酚水下水道。

对回流需要装置两个分离器是因为用焦油洗油回收苯族烃

时，在汽-油热交换器中生成的回流，按比重与水接近，因而不
易与水澄清分离，为了改善油水分离的条件，所以从汽-油热交
换器下部引出比重大于水的回流，而从上部引出比重小于水的回
流。

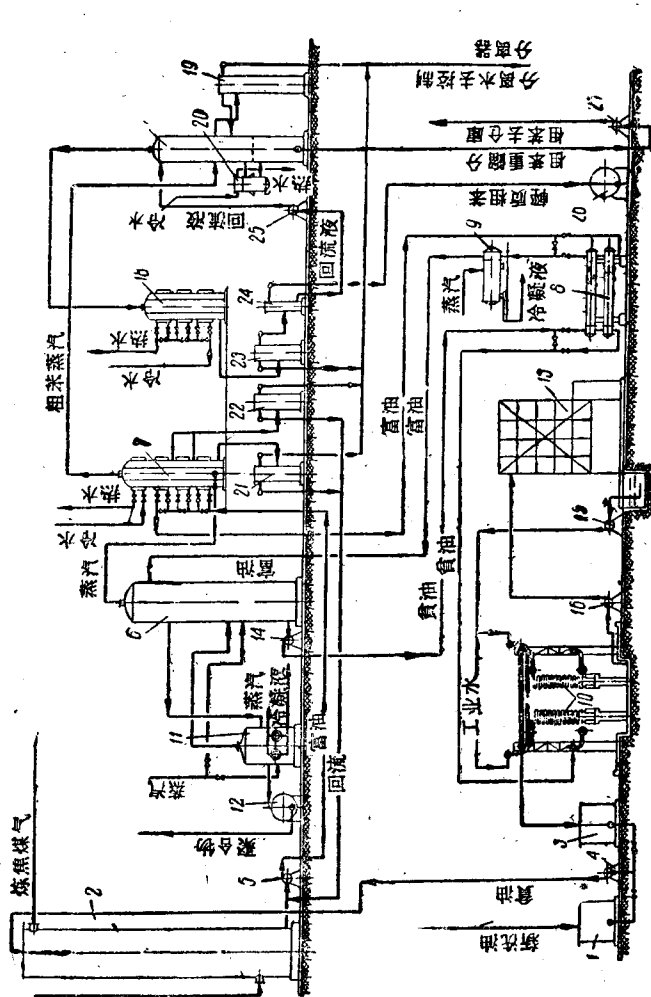


图 2 从洗油中蒸出苯的生产流程

1—新洗油贮槽；2—苯洗油塔；3—冷贫油贮槽；4—贫油泵；5—富油泵；6—苯蒸馏塔；7—汽-油热交换器（分
缩器）；8—洗油热交换器；9—富油的蒸汽预热器；10—淋洒式贫油冷却器；11—洗油再生器；12—聚合物贮
罐；13—淋洒式冷却器用水的凉水架；14—热贫油泵；15—水架；16—凉水架水泵；17—分馏塔；18—冷凝-冷
却器；19—重苯分离器；20—重苯冷却器；21—重质回流分离器；22—轻质回流分离器；23—轻质粗苯分离
器；24—回流液槽；25—回流液泵；26—轻质粗苯贮槽；27—粗苯泵

由于冷凝液分开引出，故在每个分离器中水与回流的比重差数增大，沉降速度也就提高。

用苏蜡油回收苯族烃时，回流不分开，故只装置一个分离器。

粗苯蒸汽和未被冷凝的水汽，由汽-油热交换器7进入分馏柱17，分馏柱的作用是将苯族烃的蒸汽混合物分馏成轻苯（苯Ⅰ）和重苯（苯Ⅱ）。

分馏柱由两部分组成：下部称蒸发段，上部称精馏段。苯族烃和水从分馏柱精馏段的下层塔板流至分离器19与水分离后返回分馏柱蒸发段的上层塔板上。在蒸发段内用间接蒸汽和直接蒸汽从重苯馏分中蒸出较轻的馏分。

重苯从分馏柱下部流出，经冷却器20进入位于分馏柱底部的贮罐中，然后再用泵27送往仓库。

轻苯蒸汽和未冷凝的水汽由分馏柱的上部进入冷凝器18。冷凝液由冷凝器18流入分离器23，轻苯与水分离后进入回流液槽24，然后经计量槽26送往粗苯仓库。

一部分轻苯由回流液槽用泵25送回分馏柱的精馏段上部。送往仓库的轻苯量与回流液量之间的比约为1:3。

在粗苯工段的操作过程中，由于循环洗油中溶解了所生成的聚合物，因而质量逐渐变坏；洗油的比重、粘度和分子量不断增加。为了保持洗油的质量不变，在现代的装置中规定洗油要连续再生。为此，一部分（约1%）洗油由蒸馏柱6上层一块塔板上送入再生器11，洗油在再生器中被间接蒸汽加热至160—165°并同时吹入大量直接蒸汽。此时，洗油蒸发并随水汽一齐进入蒸馏柱6，未蒸发的聚合物和洗油的高沸点馏分，放入聚合物贮罐12中。

出再生器的聚合物的数量，占用于再生的油的重量的10—20%。

条件，煤气通过填料有效截面的速度不应太低；在一般的操作条件下对木质弦形填料的洗涤塔，极限速度为1.6—1.8 米/秒，或对洗涤塔总截面约折合为0.8米/秒。

苯洗涤塔填料表面积的设计定额对每小时 1 标准米³煤气取 1.1米²。

苯蒸馏柱 苯蒸馏柱的构造和主要尺寸示于图 4。蒸馏柱是用炭素钢板焊制而成的。

在蒸馏柱不同高度上安装12块鼓泡塔板，在每块塔板上装有 30个槽形泡罩。

蒸馏柱的生产能力按洗油为150米³/小时。

苯蒸馏塔的技术定额和正常的操作指标列于表 2。

表 2

指 标	用苏蜡油时	用焦油洗油时
蒸馏柱前洗油温度，°C	120—135	130—140
蒸馏柱后洗油温度，°C	115—130	125—135
蒸馏柱出口蒸汽温度，°C	110—115	120—130
对1吨180°前馏出的粗苯，直接蒸汽消耗量，吨	4.5—5.0	3.0—4.0
洗油分子量（平均值）	240	180

洗油再生器 洗油的蒸汽再生器(图 5)乃是焊制成的直立式设备。此种再生器的生产能力按洗油为 1000—2000 公斤/小时。

再生器的下部装有两组可抽出的水平管式加热器，以便用间接蒸汽加热洗油。在管式加热器下，装有可向再生器通直接蒸汽的装置。

洗油在再生器中加热至 160—165°。

每组加热器的加热面积为27米²。

洗油的蒸汽预热器 洗油的蒸汽预热器(图 6)乃是水平管式加热设备，洗油在预热器中被通入管外空间的间接蒸汽加热。

蒸汽预热器的温度制度和主要操作指标列于表 3。此种管式预热器的加热面积为140米²。

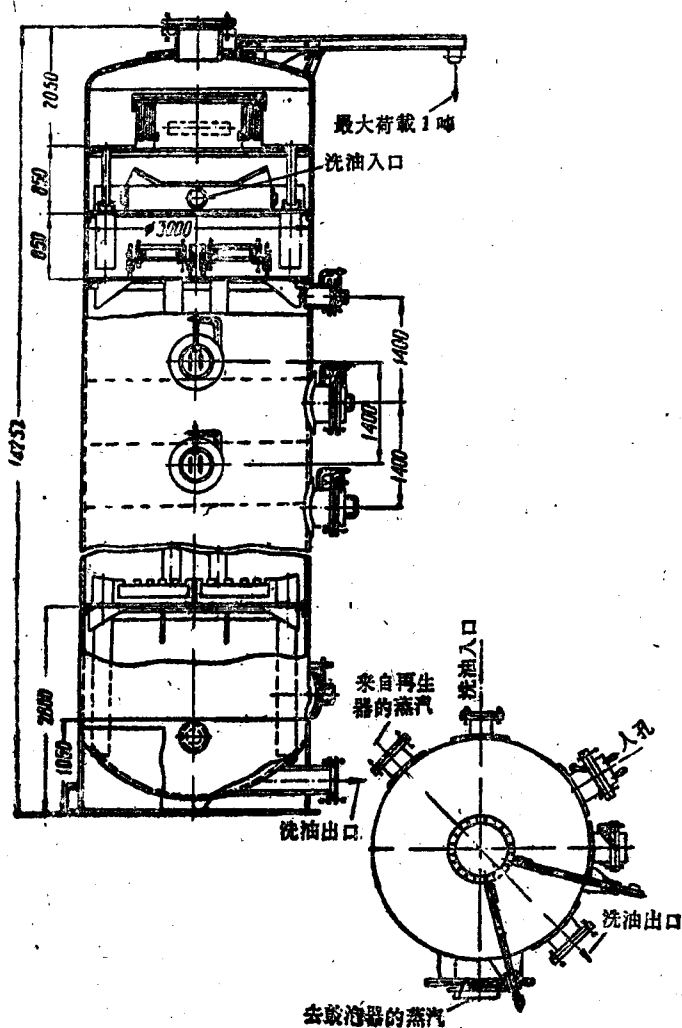


图 4 苯蒸馏柱