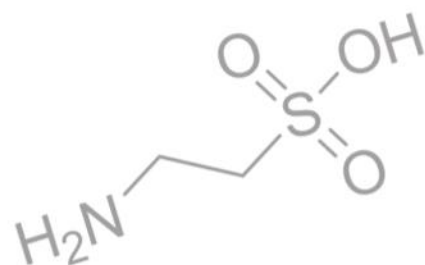


浙江师范大学
ZHEJIANG NORMAL UNIVERSITY

2017 “东华科技-陕鼓杯”
第十一届全国大学生化工设计竞赛

年产3500吨牛磺酸项目

塔设备 设计说明书



白马非马

周子玉 陈倩倩 吴宜婷 陈姣 李佳悦

指导老师：代伟 马睿 蒋永福



目 录

第 1 章 塔设备概述	- 1 -
1.1 填料塔	- 1 -
1.2 板式塔	- 1 -
1.3 塔型选择一般原则	- 1 -
1.4 板式塔和填料塔的比选	- 2 -
1.5 脱硫塔初步设计	- 2 -
1.5.1 填料的选择	- 2 -
1.5.2 装置流程的选择	- 4 -
第 2 章 脱硫塔的设计	- 6 -
2.1 设计依据	- 6 -
2.2 设计原则	- 6 -
2.3 设计软件	- 6 -
2.4 塔体结构设计	- 6 -
2.5 脱硫塔 T0101A 设计的具体过程	- 9 -
2.5.1 脱硫塔内物料组成	- 9 -
2.5.2 温度、压力选择	- 10 -
2.5.3 塔径、塔高计算	- 11 -
2.5.4 液体喷淋密度验算	- 14 -
2.5.5 填料层压降计算	- 14 -
2.5.6 持液量计算	- 15 -
2.5.7 接管设计	- 15 -
2.5.8 筒体与封头选材	- 16 -
2.5.9 筒体与封头壁厚计算	- 16 -
2.5.10 裙座设计	- 19 -
2.5.11 塔内件装置设计	- 24 -
2.6 脱硫塔 T0101B 设计的具体过程	- 29 -
2.6.1 脱硫塔内物料组成	- 29 -
2.6.2 温度、压力选择	- 29 -
2.6.3 塔径、塔高计算	- 29 -
2.7 塔机械强度校核	- 32 -
2.7.1 脱硫塔 T0101A 强度校核	- 32 -
2.7.2 塔校核具体结果	- 38 -
2.7.3 脱硫塔 T0101B 强度校核	- 45 -
2.7.4 塔校核具体结果	- 51 -

第 1 章 塔设备概述

塔设备类型有很多，可以从不同的角度对塔设备进行分类。例如：按操作压力分为加压塔、常压塔和减压塔；按单元操作分为精馏塔、吸收塔、解吸塔、萃取塔、反应塔和干燥塔；按形成相际接触界面的方式分为具有固定相界面的塔和流动过程中形成相界面的塔；也有按塔釜形式分类的，但是长期以来最常用的分类是按塔的内件结构分为板式塔和填料塔。

1.1 填料塔

填料塔以填料作为气液接触元件，气液两相在填料层中逆向连续接触。它具有结构简单、压力降小、易于用耐腐蚀非金属材料制造等优点，对于气体吸收、真空蒸馏以及处理腐蚀性流体的操作，颇为适用。

当塔径增大时，引起气液分布不均、接触不良等，造成效率下降，即称为放大效应。同时，填料塔还有重量大、造价高、清理维修麻烦、填料损耗大等缺点，以致使填料塔在很长时期以来不及板式塔使用广泛。但是随着新型高效填料的出现，流体分布技术的改进，填料塔的效率有所提高，放大效应也在逐步得以解决。

填料塔工作原理为气体从塔底送入，经气体分布装置（小直径塔一般不设气体分布装置）分布后，与液体呈逆流连续通过填料层的空隙，在填料表面上，气液两相密切接触进行传质。填料塔属于连续接触式气液传质设备，两相组成沿塔高连续变化，在正常操作状态下，气相为连续相，液相为分散相。填料塔的主要结构和作用为：

- （1）填料层：提供气液传质面-填料表面形成的液膜面；
- （2）液体分布器：均匀分布液体，以避免发生沟流现象；
- （3）液体再分布器：避免壁流现象发生；
- （4）支撑板：支撑填料层，使气体均匀分布；
- （5）除沫器：防止塔顶气体出口处夹带液体。

1.2 板式塔

板式塔是分级式的接触型气液传质设备，种类繁多。板式塔为逐级接触式气液传质设备。在一个圆筒形的壳体内装有若干按一定间距放置的水平塔板，塔板上开有很多筛孔，每层塔板靠塔壁处设有降液管。气液两相在塔板内进行逐级接触，两相的组成沿塔高呈阶梯式变化。板式塔的空塔气速很高，因而生产能力较大，塔板效率稳定，造价低，检修、清理方便。

根据目前国内外实际使用的情况，主要的塔型是泡罩塔、筛板塔、浮阀塔、舌形塔、浮动喷射塔等。

1.3 塔型选择一般原则

在塔型选择时，对精馏塔设备的要求大致如下：生产能力大；效率高；流体阻力小；有一定的操作弹性；结构简单、造价低、安装检修方便；能满足（如腐蚀性、热敏性、起泡性等）工艺的特性。

（1）下列情况优先选用填料塔：

- a. 在分离程度要求高的情况下，因某些新型填料具有很高的传质效率，故可采用新型填料以降低塔的高度；
- b. 对于热敏性物料的蒸馏分离，因新型填料的持液量较小，压降小，故可优先选择真空操作下的填料塔；
- c. 具有腐蚀性的物料，可选用填料塔。因为填料塔可采用非金属材料，如陶瓷、塑料

等：

d. 容易发泡的物料，宜选用填料塔。

(2) 下列情况优先选用板式塔：

a. 塔内液体的滞液量较大，操作负荷变化范围较宽，对进料浓度变化要求不敏感，操作易于稳定；

b. 液相负荷较小；

c. 含固体颗粒，容易结垢，有结晶的物料，因为板式塔可选用液流通道较大的塔板，堵塞的危险较小；

d. 在操作过程中伴随有放热或需要加热的物料，需要在塔内设置内部换热组件，如加热盘管，需要多个进料口或多个侧线 outlets。这是因为一方面板式塔的结构上容易实现，此外，塔板上有较多的滞液以便与加热或冷却管进行有效地传热；

e. 在较高压力下操作的蒸馏塔仍多采用板式塔。

生产实际证明，在大的液体负荷下，可选用填料塔，若用板式塔时，宜选用气液并流的塔型（如喷射型塔板）或选用板上液流阻力较小的塔型（如筛板塔和浮阀塔等）。此外，导向筛板和多降液管筛板都能承受较大的液体负荷。在低压下操作的吸收塔多采用填料塔。

1.4 板式塔和填料塔的比较

表 1-1 板式塔和填料塔的比较

项目	填料塔		板式塔
	散堆填料	规整填料	
空塔气速	稍小	大	比散堆填料大
压降	小	更小	比填料塔大
塔效率	小塔效率高	高，对大直径塔无放大效应	较稳定，效率较高
液气比	对喷淋量有一定要求	范围大	适应范围大
持液量	较小	较小	较大
材质	可用非金属耐腐蚀材料	适应各类材料	金属材料
造价	小塔较低	较板式塔高	大直径塔较低
安装检修	较困难	适中	较容易

综上，本设计的脱硫工段采用的是填料塔，并且喷淋装置，使气液两相流具有气液相对速度高，接触面积大和混合强烈等特点，适于氨法脱硫技术。下面着重就填料塔进行介绍：

1.5 脱硫塔初步设计

1.5.1 填料的选择

塔填料(简称为填料)是填料塔中气液接触的基本构件，其性能的优劣是决定填料塔操作性能的主要因素，因此，塔填料的选择是填料塔设计的重要环节。

填料的种类很多，根据装填方式的不同，可分为散装填料和规整填料两大类。散装填料根据结构特点不同，又可分为环形填料、鞍形填料、环鞍形填料及球形填料等。工业上，填料的材质分为陶瓷、金属和塑料三大类。工业生产对填料的基本要求如下：

(1) 传质分离效率高

a.填料的比表面积 a 大，及单位体积填料具有表面积要大，因为它是气液两相接触传质

的基础:

b.填料表面的安排合理,以防止填料表面的叠合和出现干区,同时有利于气液两相在填料层中的均匀流动并能促进气液两相的湍动和表面更新,从而使填料表面真正用于传质的有效面积增大,总体平均的传质系数和推动力增高;

c.填料表面对于液相润湿性好,润湿性好易使液体分布成膜,增大有效比表面积。润湿性取决于填料的材质,尤其是表面状况。塑料的润湿性比较差,往往需要进行适当的表面处理,金属表面粘着的加工用油脂需经过酸洗或碱洗清除。

(2) 压降小,气液通量大

a.填料的孔隙率 ϵ 大压降就小,通量大。一般孔隙率大,则填料的比表面积小。分离效率将变差。散装填料的尺寸大,孔隙率大,比表面积小,规整填料波纹片的峰高增大,孔隙率大,比表面积也大。如果填料的表面积安排合理,可以缓解 a 和 ϵ 的矛盾,达到最佳性能;

b.减少流道的截面变化,可减少流体的流动阻力;

c.具有足够的机械强度,陶瓷填料容易破碎,只有在强腐蚀性场合才采用。

1.5.1.1 散装填料

散装填料是一个个具有一定几何形状和尺寸的颗粒体,一般以随机的方式堆积在塔内,又称为乱堆填料或颗粒填料。散装填料根据结构特点不同,又可分为环形填料、鞍形填料。环鞍形填料及球形填料等。现介绍几种较典型的散装填料。

(1) 拉西环填料

拉西环填料是最早提出的工业填料,其结构为外径与高度相等的圆环,可用陶瓷、塑料、金属等材质制造。拉西环填料的气液分布较差,传质效率低,阻力大,通量小,目前工业上已很少应用。

(2) 鲍尔环填料

鲍尔环是在拉西环的基础上改进而得。其结构为在拉西环的侧壁上开出两排长方形的窗孔,被切开的环壁的一侧仍与壁面相连,另一侧向环内弯曲,形成内伸的舌叶,诸舌叶的侧边在环中心相搭,可用陶瓷、塑料、金属等材质制造。鲍尔环由于环壁开孔,大大提高了环内空间及环内表面的利用率,气流阻力小,液体分布均匀。与拉西环相比,其通量可增加 50% 以上,传质效率提高 30% 左右。鲍尔环是目前应用较广的填料之一。

(3) 阶梯环填料

阶梯环是对鲍尔环的改进。与鲍尔环相比,阶梯环高度减少了一半,并在一端增加了一个锥形翻边。由于高径比减少,使得气体绕填料外壁的平均路径大为缩短,减少了气体通过填料层的阻力。锥形翻边不仅增加了填料的机械强度,而且使填料之间由线接触为主变成以点接触为主,这样不但增加了填料间的空隙,同时成为液体沿填料表面流动的汇集分散点,可以促进液膜的表面更新,有利于传质效率的提高。阶梯环的综合性能优于鲍尔环,成为目前所使用的环形填料中最为优良的一种。

(4) 弧鞍填料

弧鞍填料属鞍形填料的一种,其形状如同马鞍,一般采用瓷质材料制成。弧鞍填料的特点是表面全部敞开,不分内外,液体在表面两侧均匀流动,表面利用率高,流道呈弧形,流动阻力小。其缺点是易发生套叠,致使一部分填料表面被重合,使传质效率降低。弧鞍填料强度较差,容易破碎,工业生产中应用不多。

(5) 矩鞍填料

将弧鞍填料两端的弧形面改为矩形面,且两面大小不等,即成为矩鞍填料。矩鞍填料堆积时不会套叠,液体分布较均匀。矩鞍填料一般采用瓷质材料制成,其性能优于拉西环。目前,国内绝大多数应用瓷拉西环的场合,均已被瓷矩鞍填料所取代。

(6) 环矩鞍填料

环矩鞍填料(国外称为 Intalox)是兼顾环形和鞍形结构特点而设计出的一种新型填料,该填料一般以金属材质制成,故又称为金属环矩鞍填料。环矩鞍填料将环形填料和鞍形填料两者的优点集于一体,其综合性能优于鲍尔环和阶梯环,是工业应用最为普遍的一种金属散装填料。

1.5.1.2 规整填料

规整填料是按一定的几何图形排列,整齐堆砌的填料。规整填料种类很多,根据其几何结构可分为格栅填料、波纹填料、脉冲填料等,工业上应用的规整填料绝大部分为波纹填料。波纹填料按结构分为网波纹填料和板波纹填料两大类,可用陶瓷、塑料、金属等材质制造。加工中,波纹与塔轴的倾角有 30°和 45°两种,倾角为 30°以代号 BX(或 X)表示,倾角为 45°以代号 CY(或 Y)表示。

(1) 金属丝网波纹填料是波纹填料的主要形式,是由金属丝网制成的。

其特点是压降低,分离效率高,特别适用于精密精馏及真空精馏装置,为难分离物系、热敏性物系的精馏提供了有效的手段。尽管其造价高,但因性能优良仍得到了广泛的应用。

(2) 金属板波纹填料是板波纹填料的主要形式。

该填料的波纹板片上冲压有许多 $\phi 4\text{ mm}\sim\phi 6\text{ mm}$ 的小孔,可起到粗分配板片上的液体。加强横向混合的作用。波纹板片上轧成细小沟纹,可起到细分配板片上的液体、增强表面润湿性能的作用。金属孔板波纹填料强度高,耐腐蚀性强,特别适用于大直径塔及气液负荷较大的场合。波纹填料的优点是结构紧凑,阻力小,传质效率高,处理能力大,比表面积大。其缺点是不适于处理粘度大、易聚合或有悬浮物的物料,且装卸、清理困难,造价高。

(3) 塑料丝网波纹填料是波纹填料塑料丝网制成的。

其特点是压降低、耐腐蚀。分离效率高,其中的塑料采用高分子材料聚丙烯/聚丙烯腈的材料,有很好的毛细作用,使其表面具有很好的润湿性能。

1.5.1.3 填料选择结论

该填料塔选用规整填料,材料为塑料丝网波纹填料 BX。传质效率高,耐腐蚀性强,处理能力大。

1.5.2 装置流程的选择

1.5.2.1 装置比选

(1) 逆流操作

气相自塔底进入由塔顶排出,液相自塔顶进入由塔底排出,此即逆流操作。逆流操作的特点是,传质平均推动力大,传质速率快,分离效率高,吸收剂利用率高。工业生产中多采用逆流操作。

(2) 并流操作

气液两相均从塔顶流向塔底,此即并流操作。并流操作的特点是,系统不受液流限制,可提高操作气速,以提高生产能力。并流操作通常用于以下情况:当吸收过程的平衡曲线较平坦时,流向对推动力影响不大;易溶气体的吸收或处理的气体不需吸收很完全;吸收剂用量特别大,逆流操作易引起液泛。

(3) 吸收剂部分再循环操作

在逆流操作系统中,用泵将吸收塔排出液体的一部分冷却后与补充的新鲜吸收剂一同送回塔内,即为部分再循环操作。通常用于以下情况:当吸收剂用量较小,为提高塔的液体喷

淋密度；对于非等温吸收过程，为控制塔内的温升，需取出一部分热量。该流程特别适宜于相平衡常数很小的情况，通过吸收液的部分再循环，提高吸收剂的使用效率。应予指出，吸收剂部分再循环操作较逆流操作的平均推动力要低，且需设置循环泵，操作费用增加。

(4) 多塔串联操作

若设计的填料层高度过大，或由于所处理物料等原因需经常清理填料，为便于维修，可把填料层分装几个串联的塔内，每个吸收塔通过的吸收剂和气体量都相等，即为多塔串联操作。此操作因塔内需留较大空间，输液、喷淋、支承板等辅助装置增加，使设备投资加大。

(5) 串联-并联混合操作

若吸收过程处理的液量很大，如果用通常的流程，则液体在塔内的喷淋密度过大，操作气速势必很小(否则易引起塔的液泛)，塔的生产能力很低。实际生产中可采用气相作串联、液相作并联的混合流程；若吸收过程处理的液量不大而气相流量很大时，可采用液相作串联、气相作并联的混合流程。

1.5.2.2 装置选择结论

根据所选择的工艺与填料种类，我们选择双塔并联的操作方式进行深度的氨法脱硫。

第 2 章 脱硫塔的设计

2.1 设计依据

《化工设备设计全书——塔设备》	
《固定式压力容器》	GB 150-2011
《设备及管道保温设计导则》	GB 8175-2008
《压力容器封头》	GB/T 25198-2010
《石油化工塔器设计规范》	SHT 3098-2011
《钢制化工容器结构设计规定》	HG/T 20853-2011
《工艺系统工程设计技术规范》	HG/T 20570-1995
《塔顶吊柱》	HG/T 21639-2005
《常压人孔》	HG 21515-2014

2.2 设计原则

- (1) 分离效率高，达到一定分离程度所需塔的高度低；
- (2) 生产能力大，单位塔截面积处理量大；
- (3) 操作弹性大，对一定的塔器，操作时气液流量的变化会影响分离效率。若将分离效率最高时的气液负荷作为最佳负荷点，可把分离效率比最高效率下降 15% 的最大负荷与最小负荷之比称为操作弹性，易于稳定操作；
- (4) 气体阻力小可使气体的输送功率消耗小。对真空精馏来说，降低塔器对气流的阻力可减小塔顶、塔底间的压差，降低塔底操作的压强，从而可降低塔底溶液泡点，降低对塔釜加热剂的要求，还可防止塔底物料的分解；
- (5) 结构简单，设备取材面广便于加工制造与维修，价格低廉，适用面广。

2.3 设计软件

表 2-1 使用软件列表

名称	用途	来源
Aspen Plus V8.7	分离性能设计	Aspen Tech 公司
SW6-2011	塔体强度结构设计	全国化工设备设计技术中心站

2.4 塔体结构设计

在 Aspen Plus 的 Sizing and Rating 中选择 Packing Sizing 进行填料塔设计得到图 2-1 的设计结果。

The screenshot shows the Aspen Plus software interface for packing design. The 'Packing section' is configured with Starting stage: 1, Ending stage: 25, and Type: BX. Under 'Packing characteristics', the Vendor is set to SULZER, Dimension to STANDARD, Material to PLASTIC, and Packing factor to 72.7 1/m. The 'Packed height' section is set to Height equivalent to a theoretical plate (HETP): 0.2 meter.

图 2-2 T0101A Packing Sizing Result

▶ Section starting stage:	1	
▶ Section ending stage:	25	
▶ Column diameter:	5.68391	meter
▶ Maximum fractional capacity:	0.8	
▶ Maximum capacity factor:	0.124881	m/sec
▶ Section pressure drop:	0.0416947	bar
▶ Average pressure drop / Heigh	85.0335	mm-water/m
▶ Maximum stage liquid holdup:	0.424128	cum
▶ Max liquid superficial velocity:	0.000210978	m/sec
▶ Surface area:	4.92	sqcm/cc
▶ Void fraction:	0.9	
▶ 1st Stichlmair constant:	1.22662	
▶ 2nd Stichlmair constant:	-0.137286	
▶ 3rd Stichlmair constant:	0.350287	

图 2-3 T0101A Packing Sizing Profile

Packed column sizing profiles								
Stage	Packed height	Fractional capacity	HETP	Pressure drop	Pres-drop / Height	Liquid holdup	Liquid velocity	
	meter							meter
▶ 1	0	0.790832	0.2	0.00168453	85.887	0.375491	0.000210978	
▶ 2	0.2	0.799774	0.2	0.00170833	87.1007	0.419257	0.000208688	
▶ 3	0.4	0.8	0.2	0.00170852	87.1101	0.423836	0.000208412	
▶ 4	0.6	0.799677	0.2	0.0017074	87.0531	0.424128	0.000208367	
▶ 5	0.8	0.799311	0.2	0.00170619	86.9916	0.423978	0.000208347	
▶ 6	1	0.798942	0.2	0.00170498	86.9298	0.423779	0.00020833	
▶ 7	1.2	0.798571	0.2	0.00170377	86.8679	0.423571	0.000208313	
▶ 8	1.4	0.798198	0.2	0.00170255	86.8058	0.423354	0.000208297	
▶ 9	1.6	0.797822	0.2	0.00170132	86.7431	0.42312	0.00020828	
▶ 10	1.8	0.797437	0.2	0.00170007	86.6794	0.422852	0.000208263	
▶ 11	2	0.797034	0.2	0.00169877	86.6133	0.422517	0.000208247	
▶ 12	2.2	0.796598	0.2	0.00169739	86.5427	0.422047	0.00020823	
▶ 13	2.4	0.796094	0.2	0.00169583	86.4631	0.421318	0.000208214	
▶ 14	2.6	0.795459	0.2	0.00169392	86.3659	0.420084	0.000208198	
▶ 15	2.8	0.794571	0.2	0.00169136	86.2351	0.417887	0.000208183	
▶ 16	3	0.793208	0.2	0.00168756	86.0415	0.413893	0.000208166	
▶ 17	3.2	0.790976	0.2	0.00168154	85.7347	0.406676	0.000208146	
▶ 18	3.4	0.787249	0.2	0.0016718	85.2379	0.394077	0.000208111	
▶ 19	3.6	0.781201	0.2	0.00165656	84.4608	0.373585	0.000208031	
▶ 20	3.8	0.772184	0.2	0.00163495	83.3593	0.343977	0.00020782	
▶ 21	4	0.760511	0.2	0.00160896	82.0341	0.307931	0.000207247	
▶ 22	4.2	0.747747	0.2	0.0015834	80.7308	0.272043	0.000205696	
▶ 23	4.4	0.734887	0.2	0.0015616	79.6196	0.241183	0.000201523	
▶ 24	4.6	0.721825	0.2	0.00154502	78.7742	0.216237	0.000190402	
▶ 25	4.8	0.728965	0.2	0.00155841	79.4567	0.212951	0.000174186	

将 Packing Sizing 的结果代入 Packing Rating 中去，使得每块塔板的能力因子 (Fractional Capacity) 均应介于 0.4-0.8 之间，得到如下结果：

图 2-4 输入设置

Specifications | Design / Pdrop | Stichlmair

Packing section
 Starting stage: 1 Ending stage: 25 Type: BX

Packing characteristics
 Vendor: SULZER Section diameter: 5.8 meter
 Material: PLASTIC Packing size: meter
 Dimension: STANDARD Packing factor: 72.7 1/m

Packed height
 Packed height per stage: 0.2 meter
 Section packed height: meter

图 2-5 T0101A Packing Rating Result

Packed column rating results

Section starting stage:	1	
Section ending stage:	25	
Column diameter:	5.8	meter
Maximum fractional capacity:	0.768296	
Maximum capacity factor:	0.119932	m/sec
Section pressure drop:	0.0393459	bar
Average pressure drop / Height:	80.2434	mm-water/m
Maximum stage liquid holdup:	0.427465	cum
Max liquid superficial velocity:	0.000202617	m/sec
Surface area:	4.92	sqcm/cc
Void fraction:	0.9	
1st Stichlmair constant:	1.22662	
2nd Stichlmair constant:	-0.137286	
3rd Stichlmair constant:	0.350287	

图 2-6 T0101A Packing Rating Profile

Packed column rating profiles								
Stage	Packed height	Fractional capacity	HETP	Pressure drop	Pres-drop / Height	Liquid holdup	Liquid velocity	
	meter		meter	bar	mm-water	cum	m/sec	
1	0	0.759492	0.173435	0.0015888	81.0065	0.378844	0.000202617	
2	0.2	0.768079	0.174131	0.00161013	82.0938	0.422549	0.000200418	
3	0.4	0.768296	0.174167	0.00161019	82.097	0.427152	0.000200153	
4	0.6	0.767986	0.174166	0.00160913	82.0429	0.427465	0.00020011	
5	0.8	0.767635	0.174162	0.001608	81.9852	0.427333	0.000200091	
6	1	0.76728	0.174158	0.00160686	81.9272	0.427152	0.000200074	
7	1.2	0.766924	0.174154	0.00160572	81.8691	0.426963	0.000200058	
8	1.4	0.766566	0.174149	0.00160458	81.8108	0.426764	0.000200042	
9	1.6	0.766204	0.174144	0.00160343	81.7521	0.426549	0.000200026	
10	1.8	0.765835	0.174139	0.00160226	81.6923	0.426299	0.00020001	
11	2	0.765448	0.174133	0.00160104	81.6306	0.425982	0.000199994	
12	2.2	0.765029	0.174124	0.00159975	81.5647	0.425531	0.000199978	
13	2.4	0.764545	0.174111	0.0015983	81.4908	0.424822	0.000199963	
14	2.6	0.763935	0.17409	0.00159655	81.4012	0.42361	0.000199948	
15	2.8	0.763083	0.174054	0.0015942	81.2816	0.42144	0.000199933	
16	3	0.761774	0.173989	0.00159075	81.1059	0.41748	0.000199917	
17	3.2	0.75963	0.173874	0.00158533	80.8292	0.410307	0.000199897	
18	3.4	0.756051	0.173672	0.00157659	80.3838	0.397763	0.000199864	
19	3.6	0.750243	0.173345	0.001563	79.6909	0.377325	0.000199787	
20	3.8	0.741583	0.172882	0.00154387	78.7153	0.347736	0.000199584	
21	4	0.730373	0.172371	0.00152106	77.5526	0.311629	0.000199034	
22	4.2	0.718114	0.172077	0.00149897	76.4262	0.275601	0.000197545	
23	4.4	0.705764	0.172473	0.00148067	75.4932	0.244572	0.000193537	
24	4.6	0.693219	0.174588	0.00146764	74.8289	0.219471	0.000182856	
25	4.8	0.700077	0.179097	0.00147909	75.4126	0.216047	0.000167283	

2.5 脱硫塔 T0101A 设计的具体过程

2.5.1 脱硫塔内物料组成

表 2-2 T0101A 物流数据

项目	进料流股 (氨水)	进料流股 (烟气)	出料流股 (亚硫酸铵)	出料流股 (二氧化碳)
温度℃	6	44	24.7	24.2
压力 bar	1	1.2	1.0378	1.0138
气相分率	0	1	0	1
摩尔流量 kmol/hr	1089.17	13310	827.034	13542.7
质量流量 kg/hr	19500	404193	16726.3	406967
体积流量 cum/hr	20.731	292211	15.911	330084

Aspen plus 中各理论板气体模拟组成

图 2-7 各理论板气体模拟组成

TPFQ	Compositions	K-Values	Hydraulics	Reactions	Efficiencies	Properties	Key Components	Thermal Analysis	Hydraulic Analysis	Bubble Dew Points
View: Vapor Basis: Mole										
Stage	H2O	N2	SO2	CO2	H+	OH	HCO3	NH3	NH4	H2SO3
1	0.0278942	0.817506	8.8548e-13	0.14878	0	0	0	0.00582051	0	0
2	0.0242108	0.81708	2.10185e-12	0.154772	0	0	0	0.00393744	0	0
3	0.023711	0.817357	4.98675e-12	0.155189	0	0	0	0.00374218	0	0
4	0.0236503	0.817403	1.18275e-11	0.155227	0	0	0	0.00372007	0	0
5	0.0236395	0.817413	2.80514e-11	0.155231	0	0	0	0.00371682	0	0
6	0.0236341	0.817419	6.65298e-11	0.155231	0	0	0	0.00371557	0	0
7	0.0236293	0.817425	1.5779e-10	0.155231	0	0	0	0.00371451	0	0
8	0.0236247	0.817431	3.74239e-10	0.155231	0	0	0	0.00371343	0	0
9	0.0236203	0.817436	8.87606e-10	0.155231	0	0	0	0.00371226	0	0
10	0.0236162	0.817442	2.10521e-09	0.155231	0	0	0	0.0037109	0	0
11	0.0236127	0.817448	4.99314e-09	0.15523	0	0	0	0.00370917	0	0
12	0.0236105	0.817454	1.18428e-08	0.155229	0	0	0	0.00370672	0	0
13	0.0236107	0.81746	2.80893e-08	0.155226	0	0	0	0.00370284	0	0
14	0.0236156	0.817467	6.66241e-08	0.155221	0	0	0	0.00369618	0	0
15	0.0236297	0.817476	1.58025e-07	0.15521	0	0	0	0.0036841	0	0
16	0.0236612	0.817487	3.74823e-07	0.15519	0	0	0	0.00366162	0	0
17	0.0237256	0.817504	8.8907e-07	0.15515	0	0	0	0.00361932	0	0
18	0.0238504	0.817532	2.10892e-06	0.155075	0	0	0	0.00354015	0	0
19	0.0240809	0.817582	5.00276e-06	0.154937	0	0	0	0.00339479	0	0
20	0.0244822	0.817675	1.18687e-05	0.154693	0	0	0	0.003138	0	0
21	0.0251181	0.817847	2.81632e-05	0.154293	0	0	0	0.00271407	0	0
22	0.0259698	0.818169	6.68517e-05	0.153707	0	0	0	0.00208828	0	0
23	0.0267597	0.818797	0.000158791	0.152973	0	0	0	0.0013116	0	0
24	0.0266998	0.820174	0.000377683	0.152192	0	0	0	0.00055646	0	0
25	0.0241123	0.823598	0.000901214	0.151378	0	0	0	9.87155e-06	0	0

Aspen plus 中各理论板液体模拟组成

图 2-8 各理论板液体模拟组成

TPFQ	Compositions	K-Values	Hydraulics	Reactions	Efficiencies	Properties	Key Components	Thermal Analysis	Hydraulic Analysis	Bubble Dew Points	
View: Liquid Basis: Mole											
Stage	H2O	N2	SO2	CO2	H+	OH	HCO3	NH3	NH4	H2SO3	
1	0.822057	7.15679e-06	1.41905e-22	2.61494e-05	5.92582e-11	5.74954e-07	0.0810807	0.0157471	0.0810813	1.2281e-14	1.624
2	0.8181	7.88138e-06	4.85594e-21	4.10084e-05	1.11177e-10	3.09615e-07	0.0867554	0.0083402	0.0867557	6.29126e-14	5.524
3	0.817806	7.98786e-06	3.53071e-20	4.31773e-05	1.19222e-10	2.84123e-07	0.0872395	0.00766291	0.0872397	1.77806e-13	1.475
4	0.817791	8.00692e-06	3.40303e-19	4.34303e-05	1.20127e-10	2.81586e-07	0.0872808	0.00759545	0.0872811	4.44304e-13	3.663
5	0.817801	8.01484e-06	1.47506e-20	4.34949e-05	1.20305e-10	2.81371e-07	0.0872789	0.0075889	0.0872791	1.07497e-12	8.853
6	0.817815	8.02146e-06	3.42748e-20	4.35407e-05	1.20408e-10	2.81395e-07	0.0872722	0.00758866	0.0872725	2.5713e-12	2.116
7	0.81783	8.02795e-06	1.79854e-17	4.35848e-05	1.20503e-10	2.81444e-07	0.0872643	0.00758907	0.0872646	6.12252e-12	5.035
8	0.817848	8.03444e-06	6.2292e-18	4.36292e-05	1.20597e-10	2.81492e-07	0.0872551	0.00758954	0.0872554	1.45511e-11	1.196
9	0.817871	8.04098e-06	3.75017e-17	4.36746e-05	1.20691e-10	2.81536e-07	0.0872432	0.00758998	0.0872435	3.45571e-11	2.838
10	0.817905	8.04762e-06	1.48361e-16	4.3722e-05	1.20783e-10	2.81569e-07	0.0872259	0.00759037	0.0872263	8.20476e-11	6.735
11	0.81796	8.05444e-06	2.72071e-18	4.37733e-05	1.20873e-10	2.81582e-07	0.0871982	0.00759063	0.0871988	1.94804e-10	1.597
12	0.818056	8.06161e-06	6.47478e-18	4.38325e-05	1.20958e-10	2.81556e-07	0.0871499	0.00759064	0.087151	4.6262e-10	3.789
13	0.818232	8.06947e-06	1.54249e-17	4.39066e-05	1.21034e-10	2.81451e-07	0.0870615	0.00759011	0.0870635	1.0992e-09	8.989
14	0.818563	8.07864e-06	3.68232e-17	4.401e-05	1.21092e-10	2.81193e-07	0.0868949	0.00758842	0.0868994	2.61443e-09	2.132
15	0.819192	8.0903e-06	8.82618e-17	4.41694e-05	1.21119e-10	2.80638e-07	0.0865778	0.00758417	0.0865882	6.23101e-09	5.056
16	0.820388	8.10656e-06	2.13207e-16	4.44352e-05	1.21086e-10	2.79509e-07	0.0859744	0.00757408	0.0859987	1.49084e-08	1.199
17	0.822633	8.13104e-06	5.2271e-16	4.48988e-05	1.20955e-10	2.77289e-07	0.084839	0.00755023	0.0848961	3.59351e-08	2.842
18	0.826746	8.16938e-06	1.3174e-15	4.5718e-05	1.20679e-10	2.73041e-07	0.0827525	0.00749268	0.0828875	8.78192e-08	6.733
19	0.833957	8.22827e-06	3.49001e-15	4.71375e-05	1.20279e-10	2.65182e-07	0.0790785	0.00735097	0.0793978	2.19889e-07	0.000
20	0.845695	8.3089e-06	1.00614e-14	4.94429e-05	1.20091e-10	2.51374e-07	0.0730541	0.00700551	0.0738092	5.74561e-07	0.000
21	0.862651	8.38504e-06	3.29968e-14	5.2667e-05	1.21474e-10	2.28913e-07	0.0641911	0.00622607	0.0659769	1.59917e-06	0.000
22	0.88318	8.35716e-06	1.28432e-13	5.57522e-05	1.28429e-10	1.95329e-07	0.0528202	0.0047564	0.0507059	4.85272e-06	0.002
23	0.903093	8.00653e-06	6.40313e-13	5.5432e-05	1.52366e-10	1.45776e-07	0.0394324	0.00270971	0.0496064	1.68185e-05	0.005
24	0.91941	6.98039e-06	7.13531e-12	4.67118e-05	2.58906e-10	6.7353e-08	0.0208836	0.000878119	0.0461145	8.96538e-05	0.012
25	0.910076	5.34355e-06	1.40419e-07	0.000143518	2.38675e-08	5.10586e-10	0.000978899	7.38646e-06	0.0542039	0.0159452	0.018

2.5.2 温度、压力选择

根据 Aspen plus 模拟出的结果，确定最优的反应温度为 20℃，压力为 1 bar。

2.5.3 塔径、塔高计算

2.5.3.1 塔径的确定

$$D = \sqrt{\frac{4V_S}{\pi u}} \quad (2-1)$$

式中：

D 为填料塔直径

V_S 为气体体积流量

u 为空塔气速

(1) 空塔气速的确定

通常有两种方法来确定空塔气速，一种是泛点气速法，另一种是气相动能因子(F 因子)法。本项目计算选择第一种泛点气速法，泛点气速是填料塔操作气速的上限，填料塔的操作空塔气速必须小于泛点气速，操作空塔气速与泛点气速之比称为泛点率。

对于散装填料，其泛点率的经验值为 $u/u_F=0.5\sim 0.85$ 。

对于规整填料，其泛点率的经验值为 $u/u_F=0.6\sim 0.95$ 。

泛点率的选择主要考虑填料塔的操作压力和物系的发泡程度两方面的因素。设计中，对于加压操作的塔，应取较高的泛点率；对于减压操作的塔，应取较低的泛点率；对易起泡沫的物系，泛点率应取低限值；而无泡沫的物系，可取较高的泛点率。

泛点气速可用经验方程式计算，亦可用关联图求取。第一种方法为贝恩(Bain)—霍根(Hougen)关联式，填料的泛点气速可由贝恩—霍根关联式计算；第二种方法为埃克特(Eckert)通用关联图，散装填料的泛点气速可用埃克特关联图计算。本项目采用贝恩(Bain)—霍根(Hougen)关联式计算。：即

$$\lg \left[\frac{u_F^2}{g} \left(\frac{a_t}{\varepsilon^3} \right) \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right) \mu_t^{0.2} \right] = A - K \left(\frac{w_L}{w_V} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{1/8} \quad (2-2)$$

式中：

u_F ——泛点气速，m/s

g——重力加速度，9.81 m/s²；

a_t ——填料总比表面积，m²/m³；

ε ——填料层空隙率，m³/m³；

ρ_V 、 ρ_L ——气相、液相密度，kg/m³；

μ_L ——液体粘度，mPa·s；

w_L 、 w_V ——液相、气相质量流量，kg/h；

A、K——关联常数。

常数 A 和 K 与填料的形状及材质有关。由式 2-2 计算泛点气速，误差在 15% 以内。

根据我们所选用的塑料丝网填料中，A=0.4201；K=1.75

代入数据计算得：泛点气速 $u_F = 1.2073 \text{ m/s}$

取空塔气速为泛点气速的 65%

则 $u = 0.65u_F = 0.7847 \text{ m/s}$

(2) 塔径的计算与圆整

根据上述方法得出空塔气速 u 后，即可由式 2-3 计算出塔径 D。即：

$$D = \sqrt{\frac{4V_S}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 292211}{3600 \times \pi \times 0.7847}} = 5.79 \text{ m}$$

再结核 aspen 模拟结果和圆整后取塔径为 5800 mm。

(3) 泛点率校核

实际空塔气速为:

$$v = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4}D^2} = \frac{4 \times 292211}{3600 \times \pi \times 5.8^2} = 0.7881 \text{ m/s}$$

故泛点率为: $\frac{v}{v_F} = \frac{0.7881}{1.2073} = 65.28\%$ (在允许范围内, 不会发生液泛)。

2.5.3.2 塔高的计算

(1) 填料层高度计算 H_p

填料层高度的计算分为传质单元数法和等板高度法。对于吸收, 解析及萃取的填料塔设计, 多采用传质单元数法; 而对于精馏过程中的填料塔设计, 则习惯用等板高度法去计算。本项目选择利用传质单元数法计算填料层的高度。

传质单元数的计算:

$$Y'_1 = mX_1 = 9.56 \times 0.005841 = 0.05584$$

$$Y'_2 = mX_2 = 0$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{9.56 \times 492.241}{15975.8} = 0.295$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - Y'_1}{Y_2 - Y'_2} + S \right] = 5.83$$

传质单元高度的计算:

本例采用恩田的修正公式计算传质单元的高度

$$k_G = 0.237 \left(\frac{U_V}{a_t U_V} \right)^{0.7} \left(\frac{\mu_V}{\rho_V D_V} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{a_t D_V}{RT} \right) \quad (2-3)$$

$$k_L = 0.0095 \left(\frac{U_L}{a_w k_L} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-\frac{1}{2}} \left(\frac{\mu_L g}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2-4)$$

$$k_G \alpha = k_G \alpha_w \Psi^{1.1} \quad (2-5)$$

$$k_L \alpha = k_L \alpha_w \Psi^{0.4} \quad (2-6)$$

$$\frac{\alpha_w}{\alpha_t} = 1 - \exp \left[-1.45 \left(\frac{\sigma_G}{\sigma_L} \right)^{0.75} \left(\frac{U_L}{a_t \mu_L} \right)^{0.1} \left(\frac{U_L^2 a_t}{\rho_L^2 g} \right)^{-0.05} \left(\frac{U_L^2}{\rho_L \sigma_L a_t} \right)^{0.2} \right] \quad (2-7)$$

式中:

U_V 、 U_L —气体、液体的质量通量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

μ_V 、 μ_L —气体、液体的粘度, $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$ [$1 \text{ Pa} \cdot \text{s} = 3600 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$];

ρ_V 、 ρ_L —气体、液体的密度, kg/m^3 ;

D_V 、 D_L —溶质在气体、液体中的扩散系数, m^2/s ;

R—通用气体常数, $8.314 (\text{m}^3 \cdot \text{kPa})/(\text{kmol} \cdot \text{K})$;

T—系统温度, K;

a_t —填料的总比表面积, m^2/m^3 ;

a_w —填料的润湿比表面积, m^2/m^3 ;

g ——重力加速度, $1.27 \times 10^8 \text{ m/h}$;

σ_L ——液体的表面张力, kg/h^2 ($1 \text{ dyn/cm} = 12960 \text{ kg/h}^2$);

σ_c ——填料材质的临界表面张力, kg/h^2 ($1 \text{ dyn/cm} = 12960 \text{ kg/h}^2$);

ψ ——填料形状系数。

查得: $a_t = 4.92 \text{ m}^2/\text{m}^3$

$$\sigma_L = 21.5 \text{ dyn/cm} = 278640 \text{ kg/h}^2$$

$$\sigma_c = 39 \text{ dyn/cm} = 505440 \text{ kg/h}^2$$

计算得 $U_V = 15263.58 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

$$U_V = 10652.3 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

气膜吸收系数为 $K_G = 0.1526 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$

液膜吸收系数为 $K_L = 27.78 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$

$$H_{OG} = \frac{G}{K_Y \alpha \Omega} = \frac{V}{K_G \alpha P \frac{\pi}{4} D^2} = \frac{159.758}{1.826 \times 7.945 \times 0.785 \times 4.7^2} = 0.635$$

填料层高度计算: $H_{OG} \times N_{OG} = 0.635 \times 5.83 = 3.70 \text{ m}$

一般取 $Z' = (1.2 \sim 1.5)Z$, 故实际填料层高度为 $Z' = 1.35Z = 1.35 \times 3.70 = 5.00 \text{ m}$

(2) 塔顶空间高度 H_t

塔顶空间高度是塔顶第一块板到封头与接线的距离, 作用是安装塔板和开人孔、破沫装置的需要, 也使气体中的液滴自由沉降, 减少塔顶出口气体中液滴夹带。塔顶空间高度 H_t 一般取 1.2-1.5m, 塔径大时可适当增大, 本设计中取塔顶部空间高度为 1.5 m, 即:

$$H_t = 1.5 \text{ m}$$

(3) 塔底空间高度 H_b

塔底空间高度是塔底第一块板到塔底接线的距离, 塔底空间具有中间贮槽的作用, 塔釜料液在塔底有一定的储量, 以保证塔底料液不致排完, 以保持塔底产品稳定抽出。本设计中, 提取 Aspen 数据塔底料液出口体积流量 $V = 149.705 \text{ m}^3/\text{h}$, 塔径 $D = 5.80 \text{ m}$, 取塔底液体停留时间 $\theta = 5 \text{ min}$, 则:

$$H_b = \frac{V \cdot t}{0.785 \cdot D^2} = \frac{149.705 \cdot 5}{0.785 \times 5.80^2} = 0.72 \text{ m}$$

(4) 进料空间高度 H_F

本项目中, 进料为液相进料, 进料空间 H_F 大于一般的板间距并满足安装人孔的需要, 即:

$$H_F = 0.6 \text{ m}$$

(5) 人孔设计 S

为了便于安装、检修或清洗设备内部的装置, 需要在设备上开设人孔或手孔。人孔和手孔的结构基本上是相同的。对于直径大于或等于 800 mm 的塔, 采用人孔而非手孔, 此外塔顶、塔底进料处必须设人孔。人孔和手孔的结构基本上是相同的。通常是在短筒节(或管子)上焊接法兰, 盖上人孔盖, 用螺栓螺母压紧, 两个法兰之间放有垫片, 空盖上带有手柄。

本设计设置两个人孔, 在离地面高 3000mm 和 10800 mm 处开设人孔, 人孔大小 600 mm。采用回转盖带颈对焊法兰人孔, 人孔规格 $D_g 600$ 。

(6) 塔筒体高度

$$H = H_t + H_p + SH_p + H_F + H_b = 8.46 \text{ m}$$

(7) 上封头高度 H_1

本设计采用标准椭圆形封头，公称直径 $DN = 5800 \text{ mm}$ ，曲边高度 $h_1 = 1120 \text{ mm}$ ，直边高度 $h_2 = 60 \text{ mm}$ ，封头高度为：

$$H_1 = h_1 + h_2 = 1120 + 60 = 1180 \text{ mm}$$

(8) 裙座高度 H_q

裙座高度为：

$$H_q = \frac{0.9D}{2} = \frac{0.9 \times 5.8}{2} = 2.78 \text{ m}$$

圆整后，取裙座高度为 2.80 m 。

塔体总高为 $H' = 12.50 \text{ m}$ 。

2.5.4 液体喷淋密度验算

填料塔的液体喷淋密度是指单位时间、单位塔截面上液体的喷淋量，其计算式为

$$U = \frac{L_h}{0.785D^2} \quad (2-8)$$

式中：

U ——液体喷淋密度， $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；

L_h ——液体喷淋量， m^3/h ；

D ——填料塔直径， m 。

为使填料能获得良好的润湿，塔内液体喷淋量应不低于某一极限值，此极限值称为最小喷淋密度，以 U_{min} 表示。

对于规整填料，其最小喷淋密度可从有关填料手册中查得，设计中，通常取 $U_{min} = 0.2$ 。

$$\text{故代入数据得： } U = \frac{L_h}{0.785D^2} = \frac{159.758}{0.785 \times 5.8^2} = 9.21 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

实际操作时采用的液体喷淋密度大于最小喷淋密度，故符合要求。

2.5.5 填料层压降计算

填料层压降通常用单位高度填料层的压降 $\frac{\Delta P}{Z}$ 表示。设计时，根据有关参数，由通用关联图(或压降曲线)先求得每米填料层的压降值，然后再乘以填料层高度，即得出填料层的压力降。由填料的压降关联式计算，规整填料的压降通常关联成以下形式：

$$\frac{\Delta P}{Z} = \alpha (u\sqrt{\rho_V})^\beta \quad (2-9)$$

式中：

$\frac{\Delta P}{Z}$ ——每米填料层高度的压力降， Pa/m ；

u ——空塔气速， m/s ；

ρ_V ——气体密度， kg/m^3 ；

α 、 β ——关联式常数，可从有关填料手册中查得。

$$\text{故代入数据得： } \frac{\Delta P}{Z} = 371.42 (0.7881 \times \sqrt{1.338})^{0.265} = 787 \text{ Pa}/\text{m}$$

填料塔压降为 $787 \times 5 = 3935 \text{ Pa}$ ，

与 Aspen 模拟出的结果相符，符合设计要求。

2.5.6 持液量计算

停留时间，根据 Aspen 中模拟出来的液相流速以及每层理论版的填料高度，可以得到每层填料的动态持液量。

图 2-9 每层填料的动态持液量

Specify holdups for rate-controlled reactions			
Starting stage	Ending stage	Liquid holdup	Vapor holdup
		Vol	Mole
		cum	kmol
▶ 1	1	0.378844	
▶ 2	2	0.422549	
▶ 3	3	0.427152	
▶ 4	4	0.427465	
▶ 5	5	0.427333	
▶ 6	6	0.427152	
▶ 7	7	0.426963	
▶ 8	8	0.426764	
▶ 9	9	0.426549	
▶ 10	10	0.426299	
▶ 11	11	0.425982	
▶ 12	12	0.425531	
▶ 13	13	0.424822	
▶ 14	14	0.42361	
▶ 15	15	0.42144	
▶ 16	16	0.41748	
▶ 17	17	0.410307	
▶ 18	18	0.397763	
▶ 19	19	0.377325	
▶ 20	20	0.347736	
▶ 21	21	0.311629	
▶ 22	22	0.275601	
▶ 23	23	0.244572	
▶ 24	24	0.219471	
▶ 25	25	0.216047	

2.5.7 接管设计

(1) 进气管

取进气流速 $u_v = 20 \text{ m/s}$ ，提取 Aspen 数据 $V=292211 \text{ m}^3/\text{h}$ ，则管径：

$$d1 = \sqrt{\frac{V}{0.785 \times u_v \times 3600}} = 933.27 \text{ mm}$$

圆整后选取管子规格为 $\Phi 950 \times 6 \text{ mm}$ 。

实际流速 $u_v = \frac{V}{0.785 \times d^2 \times 3600} = 19.30 \text{ m/s}$ 。

(2) 进料管

取进料管液体流速为 $u_v = 2 \text{ m/s}$ ，液相体积流量为 $V=20.731 \text{ m}^3/\text{h}$ ，则进料管：

$$d3 = \sqrt{\frac{V}{0.785 \times u_v \times 3600}} = 171.08 \text{ mm}$$

圆整后管径 $\Phi 180 \times 4 \text{ mm}$ 。

实际流速 $u_v = \frac{V}{0.785 \times d^2 \times 3600} = 1.81 \text{ m/s}$ 。

(3) 塔顶排气管

取塔顶蒸汽流速 $u_v = 20 \text{ m/s}$ 提取 Aspen 数据 $V=330084\text{m}^3/\text{h}$, 则管径:

$$d1 = \sqrt{\frac{V}{0.785 \times u_v \times 3600}} = 959.69 \text{ mm}$$

圆整后选取管子规格为 $\Phi 960 \times 6 \text{ mm}$ 。

$$\text{实际流速 } u_v = \frac{V}{0.785 \times d1^2 \times 3600} = 20.70 \text{ m/s}。$$

(4) 塔底出料管

取料液流速为 $u_v = 2 \text{ m/s}$, 液相体积流量 $V=15.911\text{m}^3/\text{h}$, 则出料管:

$$d4 = \sqrt{\frac{V}{0.785 \times u_v \times 3600}} = 162.86 \text{ mm}$$

圆整后取管子规格 $\Phi 160 \times 4 \text{ mm}$ 。

$$\text{实际流速 } u_v = \frac{V}{0.785 \times d1^2 \times 3600} = 2.07 \text{ m/s}。$$

2.5.8 筒体与封头选材

综合考虑材料性能, 选取 Q345R 做为塔体和封头的材料。

2.5.9 筒体与封头壁厚计算

(1) 筒体厚度计算

采用标准椭圆形封头

$$\delta = \frac{p_c D_i}{2[\sigma]^t \Phi - P_c} = \frac{0.7 \times 5800}{2 \times 195 \times 0.7 - 0.9} = 18.09 \text{ mm}$$

取 $\delta = 18 \text{ mm}$, 考虑厚度附加量 $c = 2 \text{ mm}$, 经圆整后, 取 $\delta = 20 \text{ mm}$

(2) 封头厚度计算

采用标准椭圆形封头

$$\delta = \frac{p_c D_i}{2[\sigma]^t \Phi - P_c} = \frac{0.7 \times 5800}{2 \times 195 \times 0.6 - 0.9} = 19.89 \text{ mm}$$

取 $\delta = 20 \text{ mm}$, 考虑厚度附加量 $c = 2 \text{ mm}$, 经圆整后, 取 $\delta = 22 \text{ mm}$

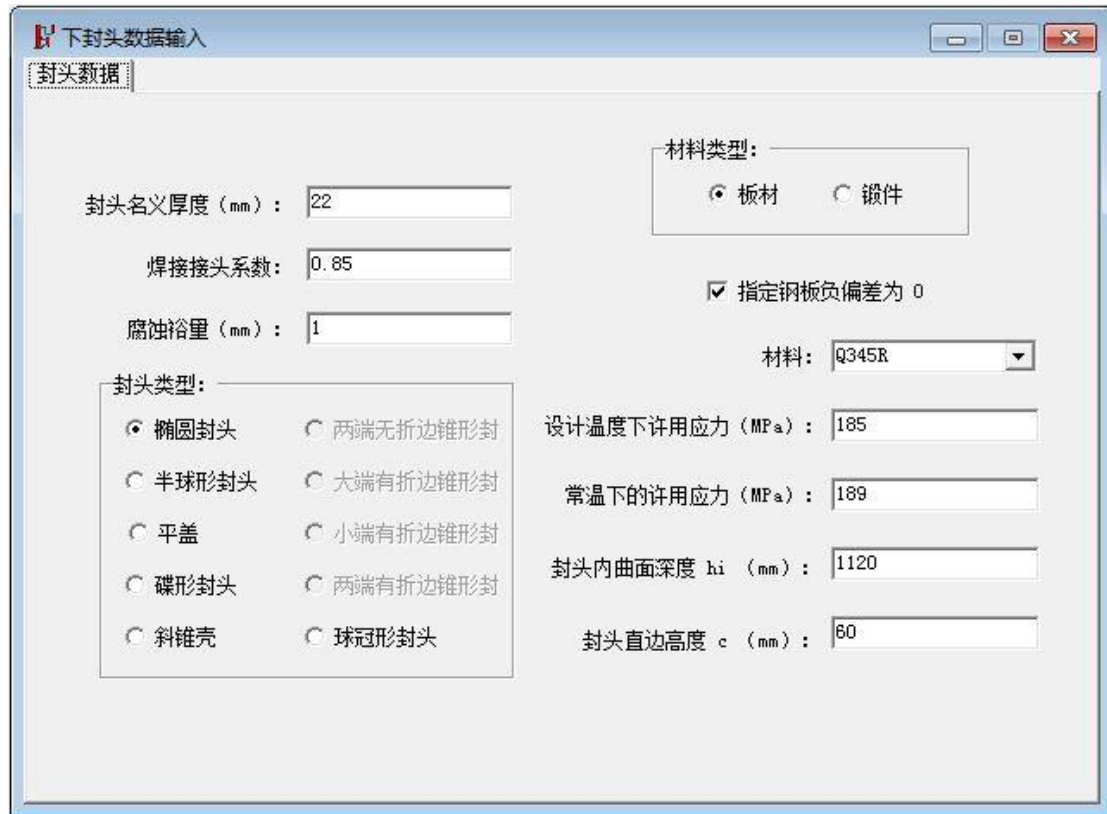
(3) 筒体封头核算

在 SW6 中输入设置如图:

图 2-10 筒体设置

图 2-11 上封头设置

图 2-12 下封头设置



计算结果为:

图 2-13 筒体核算结果

*****内压圆筒校核*****

计算条件:

计算压力: 0.10 设计温度: 20.00 筒体内径: 5800.00
 腐蚀裕量: 2.00 负偏差: 0.30 焊接接头系数: 0.85
 材料: Q345R
 输入厚度: 20.00

计算结果:

应力校核: 合格

许用压力: 0.96 $\sigma t = 16.43$ $[\sigma]t \cdot \Phi = 157.25$
 水压试验值: 0.7821 圆筒应力: 151.21 $0.9 \cdot \sigma_s: 292.50$ 压力试验合格

图 2-14 上封头核算结果

*****上封头计算结果*****

*****内压椭圆封头校核*****

计算条件:

计算压力: 0.10 设计温度: 20.00 筒体内径: 5800.00
 腐蚀裕量: 1.00 负偏差: 0.00 焊接接头系数: 0.85
 曲面高度: 1120.00 材料: Q345R
 输入厚度: 20.00

计算结果:

应力校核: 合格

许用压力: 0.71 水压试验值: 0.6875 椭圆封头应力: 179.30 $0.9 \cdot \sigma_s: 292.50$ 压力试验合格

图 2-15 下封头核算结果

***** 下封头计算结果 *****

*****内压椭圆封头校核*****

计算条件:

计算压力: 0.10	设计温度: 20.00	筒体内径: 5800.00
腐蚀裕量: 1.00	负偏差: 0.00	焊接接头系数: 0.85
曲面高度: 1120.00	材料: Q345R	
输入厚度: 22.00		

计算结果:

应力校核: 合格

许用压力: 0.78 水压试验值: 0.7821 椭圆封头应力: 184.56 $0.9\sigma_s$: 292.50 压力试验合格

2.5.10 裙座设计

(1) 选材

裙座的材料选用取 Q235-B。

(2) 裙座的结构

① 裙座与筒体的连接

当直径较大时,为了制造方便,裙座一般选用圆筒形,与筒体的连接采用对接,焊缝采用全焊透连续焊。

焊接长度: $l = 2 \times \delta_n = 20 \text{ mm}$,

裙座筒体上端面至塔釜椭圆封头切线距离 h ,

查塔设备书得 $D=2200$, 壁厚 $s = 10 \text{ mm}$ 时, $h = 82 \text{ mm}$ 。

裙座筒体缺口尺寸:

当封头厚度为 10~18 mm 时, 宽度 $K = 100 \text{ mm}$, 半径 $R = 50 \text{ mm}$ 。

② 排气管

塔内温度约 100 度,因此我们设置保温层,保温层的厚度为 50 mm, 密度为 300 kg/m^3 。塔内丙烷等介质为易燃物质,因此考虑裙座的防火问题,由于裙座直径大于 1000 mm,在裙座的内外层敷设防火层。防火层厚度 50 mm,防火层材料为石棉水泥层。

基于以上的结构,根据系列标准,设置 4 个排气管,规格为 $\Phi 89 \times 4 \text{ mm}$,排气管距裙座筒体上部的距离为 180 mm。

③ 引出管通道

引出管公称直径为 250 mm 时,采用卷焊管,通道内径管规格 400 mm。

④ 人孔

设置两个圆形人孔,直径为 600 mm,以方便检修。

(3) 地脚螺栓

地脚螺栓座位外螺栓做结构型式,当直径为 2200 mm 时,数目为 12~20 个,这里取 20 个。螺栓规格为 M30,材料为 16Mn。基础的环的厚度为 18 mm。

(4) 裙座核算

按照 GB4710-2005 钢制塔器标准,在 SW6 中对裙座设置如下:

图 2-16 裙座设置 (一)

裙座数据

裙座数据 (1) | 裙座数据 (2) | 裙座数据 (3)

地脚螺栓公称直径 (mm):	36	盖板宽度 l_1 (mm):	
地脚螺栓根径 (mm):	31.67	盖板厚度 δ_2 (mm):	22
地脚螺栓个数:	20	垫板宽度 l_4 (mm):	80
地脚螺栓材料:	Q235	垫板厚度 δ_3 (mm):	16
地脚螺栓许用应力 (MPa):	147	垫板螺栓孔直径 d_2 (mm):	39
基础环板内径 (mm):	5813	盖板螺栓孔直径 d_3 (mm):	50
基础环板外径 (mm):	6213		
基础环板厚度 (mm):	22		
基础环板上地脚螺栓两侧筋板内侧间距 l_3 (mm):	85		
全部筋板块数:	160		
基础环板上两相邻筋板外侧最大间距 L (mm):	97.959		
筋板高度 l_6 (mm):	250		
筋板宽度 l_2 (mm):	130		
筋板厚度 δ_1 (mm):	16		
基础环、盖板及筋板的许用应力 (MPa):			

盖板结构:
 整块 分块

图 2-17 裙座设置 (二)

裙座数据

裙座数据 (1) | 裙座数据 (2) | 裙座数据 (3)

裙座上同一高度处较大孔 (包括人孔) 个数:

2

裙座上较大孔中心线高度 h_1 (mm):

1500

裙座上较大孔引出管水平方向内径 d (mm):

500

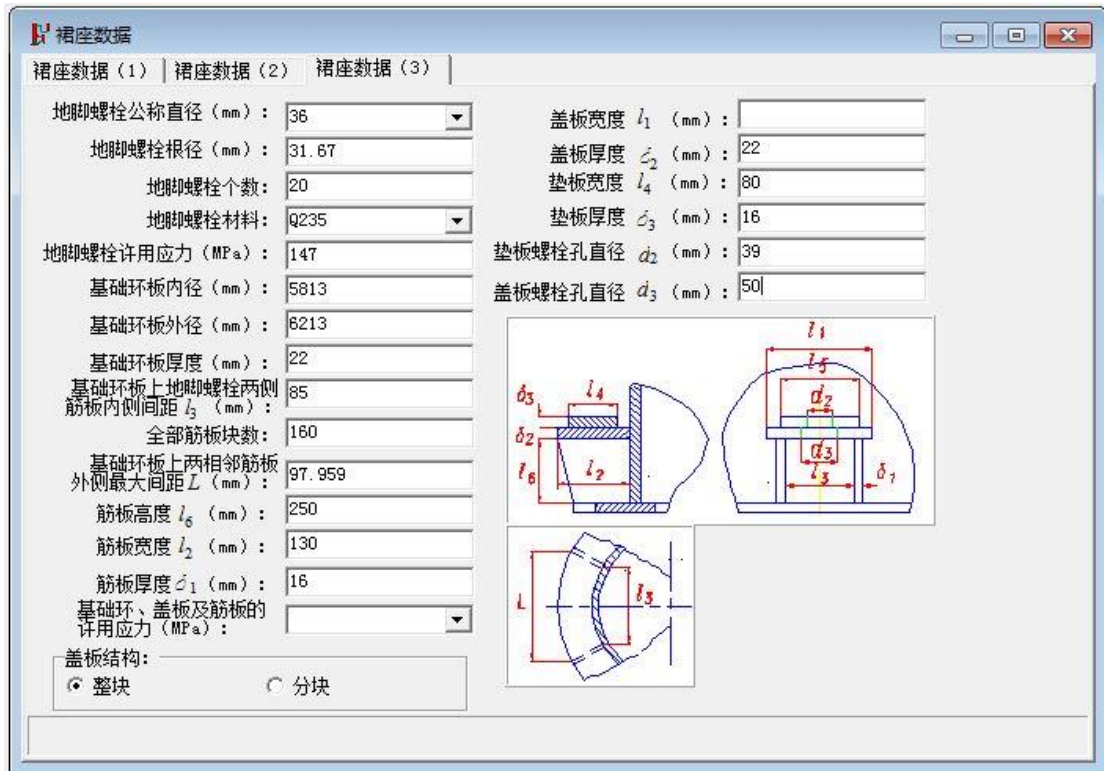
裙座上较大孔引出管名义厚度 t (mm):

10

裙座上较大孔引出管长度 c (mm):

250

图 2-18 裙座设置 (三)



计算结果为:

图 2-19 裙座核算结果 (一)

*****裙座壳轴向压力校核*****
 -----裙座壳底部截面-----
 -----第 1 个分段-----
 塔器分段类型: 裙座底部截面。
 裙座壳底部截面内径 Dis: 5800(mm)
 裙座壳名义厚度 delta_s: 22(mm)
 裙座壳有效厚度 delta_es: 19.7(mm)
 裙座壳底部截面高度 h: 0(mm)
 中间结果:
 裙座壳底部截面的地震弯矩 ME: 6.37576e+08(N-mm)
 裙座壳底部截面的风弯矩 MW: 2.29404e+08(N-mm)
 裙座壳底部截面的偏心弯矩 Me: 0(N-mm)
 裙座壳底部截面的垂直地震力 Fv: 61507.5(N)
 裙座壳底部截面的最大弯矩 Mmax: 6.94927e+08(N-mm)
 操作条件下:
 K B cos beta cos beta: 101.14(MPa)
 K [sigma]st: 139.20(MPa)
 裙座壳底部截面重力引起的轴向应力
 sigma_2 = (1/cos beta)(m_0 * g + Fv) / A_s b : 2.37(MPa)
 裙座壳底部截面弯矩引起的轴向应力
 sigma_3 = (1/cos beta) M_max / Z_s b : 1.34(MPa)
 裙座壳底部截面组合轴向压应力
 sigma_2 + sigma_3: 3.70(MPa)
 裙座壳底部截面操作条件下的校核结果:
 裙座壳底部截面操作情况下的校核合格。

图 2-20 裙座核算结果（二）

压力试验条件下:	
$KB\cos\beta\cos\beta:$	84.29 (MPa)
$0.9\sigma_s:$	202.50 (MPa)
裙座壳底部截面重力引起的轴向应力	
$\sigma_2=(1/\cos\beta)m_{max}*g/As_b$:	9.08 (MPa)
裙座壳底部截面弯矩引起的轴向应力	
$\sigma_3=(1/\cos\beta)(0.3MW + M_e)/Z_{sb}$:	0.13 (MPa)
裙座壳底部截面组合轴向压应力	
$\sigma_2+\sigma_3:$	9.21 (MPa)
裙座壳底部截面压力试验条件下的校核结果:	
裙座壳底部截面压力试验情况下的校核合格。	

图 2-21 裙座核算结果（三）

----- 裙座壳最大引出管截面 -----

塔器分段类型: 裙座最大引出管截面。	
裙座壳最大引出管截面内径	Dis: 5800 (mm)
裙座壳名义厚度	δ_s : 22 (mm)
裙座壳有效厚度	δ_{es} : 19.7 (mm)
裙座壳最大引出管截面高度	h: 1500 (mm)
中间结果:	
裙座壳最大引出管截面的地震弯矩	ME: 5.24842e+08 (N-mm)
裙座壳最大引出管截面的风弯矩	MW: 1.72954e+08 (N-mm)
裙座壳最大引出管截面的偏心弯矩	Me: 0 (N-mm)
裙座壳最大引出管截面的垂直地震力	Fv: 60934.7 (N)
裙座壳最大引出管截面的最大弯矩	Mmax: 5.6808e+08 (N-mm)
操作条件下:	
$KB\cos\beta\cos\beta:$	101.14 (MPa)
$K [\sigma]_s:$	139.20 (MPa)
裙座壳最大引出管截面重力引起的轴向应力	
$\sigma_2=(1/\cos\beta)(m_0*g + F_v)/As_b$:	2.26 (MPa)
裙座壳最大引出管截面弯矩引起的轴向应力	
$\sigma_3=(1/\cos\beta) M_{max} /Z_{sb}$:	1.09 (MPa)
裙座壳最大引出管截面组合轴向压应力	
$\sigma_2+\sigma_3:$	3.35 (MPa)
裙座壳最大引出管截面操作条件下的校核结果:	
裙座壳最大引出管截面操作情况下的校核合格。	

图 2-22 裙座核算结果（四）

压力试验条件下： $KB\cos\beta\cos\beta$:	84.29 (MPa)
$0.9\sigma_s$:	202.50 (MPa)
裙座壳最大引出管截面重力引起的轴向应力 $\sigma_2=(1/\cos\beta)m_{max}*g/As_b$:	9.18 (MPa)
裙座壳最大引出管截面弯矩引起的轴向应力 $\sigma_3=(1/\cos\beta)(0.3MW + Me)/Z_{sb}$:	0.10 (MPa)
裙座壳最大引出管截面组合轴向压应力 $\sigma_2+\sigma_3$:	9.28 (MPa)

裙座壳最大引出管截面压力试验条件下的校核结果：
裙座壳最大引出管截面压力试验情况下的校核合格。

图 2-23 裙座核算结果（五）

----- 裙座壳与塔壳焊接截面 -----
----- 第 3 个分段 -----

塔器分段类型：裙座与塔壳的焊接截面。

裙座壳分段内径	Di: 5800 (mm)
裙座壳名义厚度	δ_s : 22 (mm)
裙座壳有效厚度	δ_{es} : 19.7 (mm)
焊接截面的高度	h: 2800 (mm)

中间结果：

裙座壳与塔壳焊接截面的地震弯矩	ME: 4.28631e+08 (N-mm)
裙座壳与塔壳焊接截面的风弯矩	MW: 1.30215e+08 (N-mm)
裙座壳与塔壳焊接截面的偏心弯矩	Me: 0 (N-mm)
裙座壳与塔壳焊接截面的垂直地震力	Fv: 57728.6 (N)
裙座壳与塔壳焊接截面的最大弯矩	Mmax: 4.61184e+08 (N-mm)

操作条件下：

裙座壳材料在设计温度下的许用应力	$[\sigma]_{st}$: 116.00 (MPa)
塔壳筒体材料在设计温度下的许用应力	$[\sigma]_t$: 185.00 (MPa)
裙座壳许用拉应力	$0.6K[\sigma]_{wt}$: 83.52 (MPa)
裙座壳与塔壳焊接截面重力引起的拉应力	$(m_0*g + F_v)/AW$: 1.53 (MPa)
裙座壳与塔壳焊接截面弯矩引起的拉应力	M_{max} / Z_w : 0.89 (MPa)
裙座壳与塔壳焊接截面组合拉应力	: -0.65 (MPa)

对接焊截面在操作条件下的校核结果：
裙座与塔壳对接焊缝截面操作情况下的拉应力校核合格。

图 2-24 裙座核算结果（六）

对接焊截面在压力试验情况下不需要校核。

基础环厚度校核合格。

有筋板

混凝土基础的最大压应力 σ_{bmax} :	0.87524
基础材料的许用应力 $[\sigma_b]$:	147
基础环伸出长度 b :	184.5
相邻筋板最大外侧间距 l :	97.959
b/l :	1.88344
矩形板 X 轴弯矩 M_x :	-945.834
矩形板 Y 轴弯矩 M_y :	1090.45
计算力矩 M_s :	1090.45
$\delta b = \sqrt{6 * M_s / [\sigma_b]}$:	6.6714
实际 δb :	22.0000

地脚螺栓承受的最大拉应力小于零：-0.0661499

塔器可以自身稳定，地脚螺栓仅起固定作用

2.5.11 塔内件装置设计

填料塔的内件主要有填料支承装置、填料压紧装置、液体分布装置、液体收集并且再分布装置、人孔及手孔等。合理地选择和设计塔内件，对保证填料塔的正常操作及优良的传质性能十分重要。

（1）填料支承装置

填料支承装置的作用是支承塔内的填料。常用的填料支承装置有栅板型、孔管型、驼峰型等。对于散装填料，通常选用孔管型、驼峰型支承装置；对于规整填料，通常选用栅板型支承装置。设计中，为防止在填料支承装置处压降过大甚至发生液泛，要求填料支承装置的自由截面积应大于 75%。

（2）填料压紧装置

为防止在上升气流的作用下填料床层发生松动或跳动，需在填料层上方设置填料压紧装置。填料压紧装置有压紧栅板、压紧网板、金属压紧器等不同的类型。对于散装填料，可选用压紧网板，也可选用压紧栅板，在其下方，根据填料的规格敷设一层金属网，并将其与压紧栅板固定；对于规整填料，通常选用压紧栅板。设计中，为防止在填料压紧装置处压降过大甚至发生液泛，要求填料压紧装置的自由截面积应大于 70%。为了便于安装和检修，填料压紧装置不能与塔壁采用连续固定方式，对于小塔可用螺钉固定于塔壁，而大塔则用支耳固定。

（3）气体分布器

气体分布装置的优劣直接影响塔器的吸收效果与产品质量，因此对气体分布器的选择至关重要。

1. 种类

① 多孔直管式，如图 a，这是目前减压塔中常用的一种，进气管延伸至塔体中央，管下方开长条孔，开孔面积为进料口截面积的 2.8 倍。

② 直管挡板式，如图 b，直管中加了 4 块向下的弧形挡板，以减少冲击。

③ 切向角式，如图 c，这也是减压塔中常用的结构，进口管切向进入塔体，管口有一

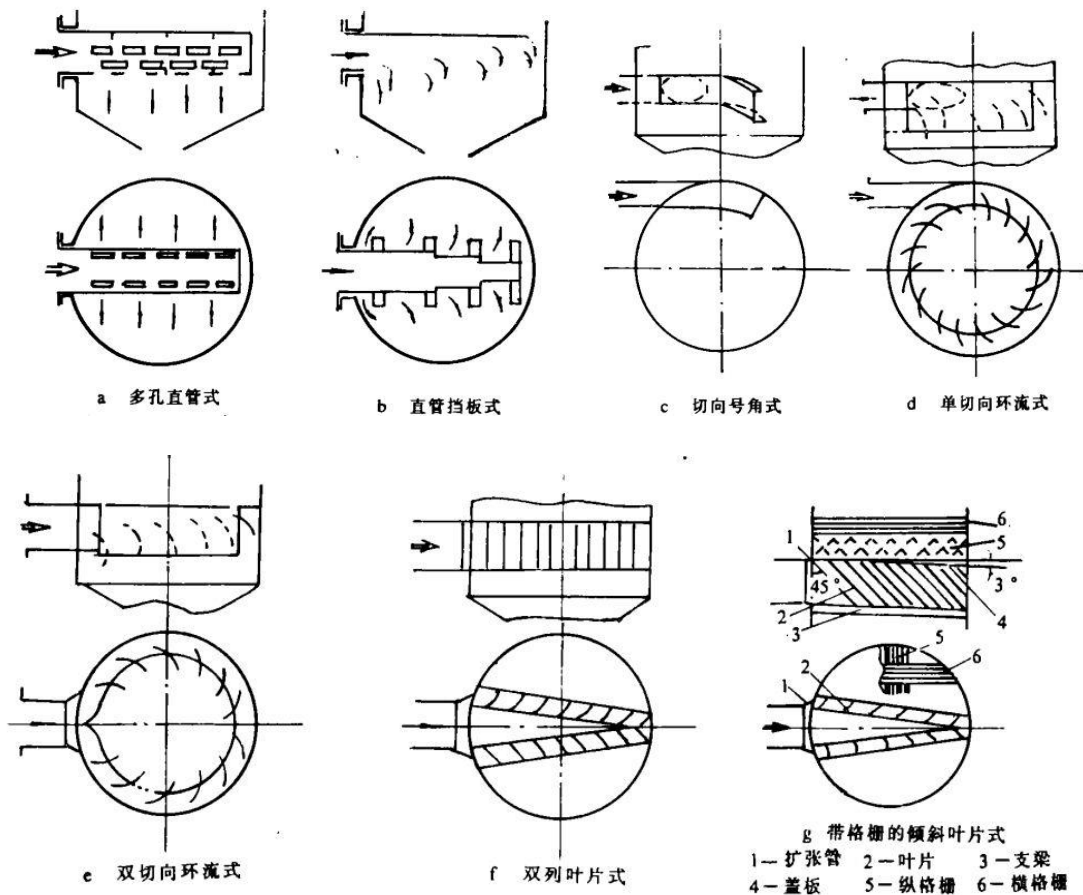
个向下倾斜的“号角”形导流罩。

④ 单切向环流式，如图 d，见于国外专利，切向进料，经塔壁与内筒所组成的环室，由弧形叶片导流向下，又折而向上并与液体分离。

⑤ 双切向环流式，如图 e，参考图 d，根据我国具体情况而设计，并在研究中多次改进而成。径向进料，进口处有导流板使气流分为两股进入环室，由弧形叶片导流向下，再折而向上。

⑥ 双列叶片式，如图 f，某些引进装置中，物料径向入塔，进口两侧有两列弧形叶片，其顶部底部均封闭。

⑦ 带格栅的倾斜双列叶片式，如图 g，这是对图 f 的改进，叶片与水平面有 30°的倾角，底部敞开，顶部交叉排列四层人字形格栅。



2. 各种气体分布器性能比较

① 不均匀度 M

分布器	a	b	c	d	e	f	g
M 值	2.0	2.0	1.97	0.52	0.37	1.8	0.33

由此看出，e 双切向环流式与 f 带格栅的倾斜叶片式气流分布均匀性较其他性能优良。

② 液沫夹带率 $e_L\%$

分布器	a	b	c	d	e	f	g
$e_L\%$	5.3	1.3	0	0	0.1	0.6	-0

③ 分布器阻力 ΔP

分布器	a	b	c	d	e	f	g
$\Delta P/\text{Pa}$	2740	843	10	49	15	30	216

3. 结论

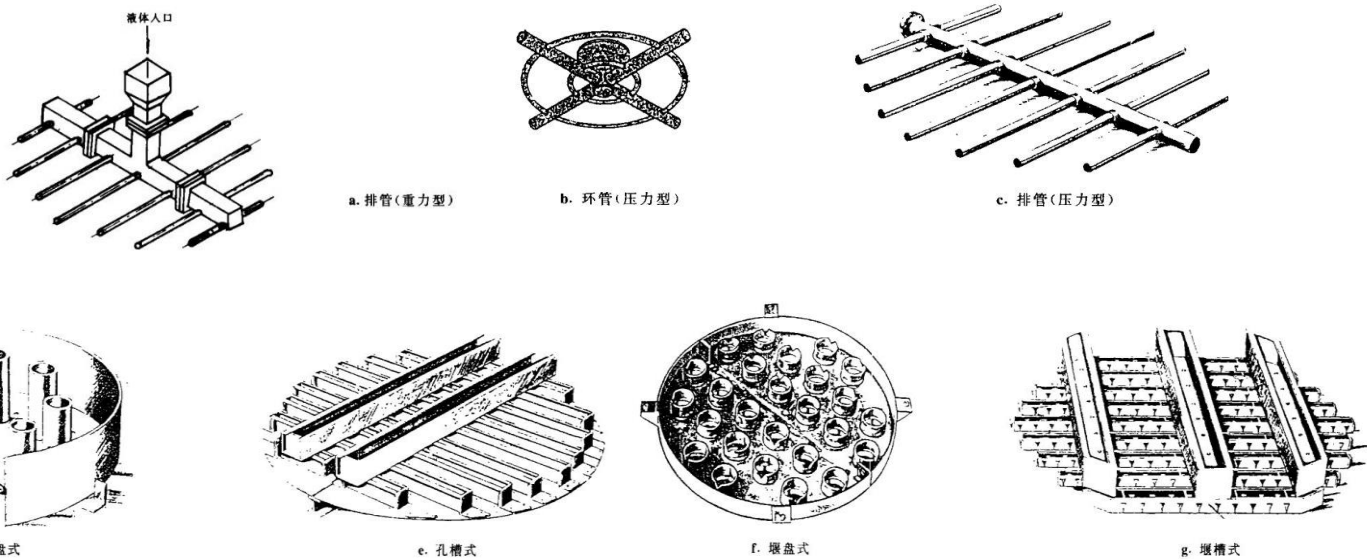
从以上三项性能指标看，以双切向环流式分布器的性能较好。因此，本设计采用双切向环流式的气体分布器。

(4) 液体分布器

脱硫塔运行的时候，烟气会出现附壁现象，要求喷淋塔靠近塔壁处保持足够的浆液密度，防止烟气短路。因此靠近脱硫壁的喷嘴大多采用单向实心喷嘴，逆向烟气喷射，但同时导致大量的脱硫浆液贴壁，形成壁流，减小有效传质面积，降低脱硫剂利用率。因此，需要选择性能优良的液体分布器以保证足够的浆液密度。

1. 分类

典型的液体分布器有排管式（重力型）、环管（压力型）、排管（压力型）、孔盘式、孔槽式、堰盘式和堰槽式。



2. 各种分布器性能比较

表 2 7 种典型的液体分布器性能比较





名称	排管式 (孔管)	排管式 (孔管)	环管式 (孔管)	孔盘式	孔槽式	堰盘式	堰槽式
图号	6a	6b	6c	6d	6e	6f	6g
推动力	重力	压力	压力	重力	重力	重力	重力
流出方式	孔流	孔流	孔流	孔流	孔流	堰流	堰流
可选用材料	M,P	M,P	M,P	M,P,C	M,P	M,P,C	M,P,C
塔径,m	>0.45	>0.45	>0.9	<1.2	>1.2	<1.2	>0.6
堵塞可能性	大	中	中	大	大	小	小
对气流阻力	小	小	小	大	中	大	小
不平度的影响	液位低时大	小	小	液位低时大	液位低时大	大	大
分布受腐蚀的影响	大	大	大	大	大	小	小
液面波动倾向	无	无	无	有	有	有	有
易于引起雾沫夹带	否	是	是	否	否	否	否
操作弹性	中	小	小	中	小	中	大
通用设计喷淋密度范围 (m ³ /h·m ²)	2.5~75	2.5~25	2.5~25	2.5~75	3.7~170	2.5~25	2.5~125
重量	中	轻	轻	重	中	中	中
分布质量	高	中	中	高	高	中	中

3. 结论

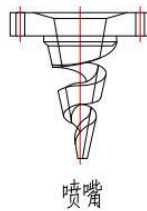
结合性能比选，本设计选则的液体分布器为堰盘时液体分布器

(5) 喷嘴的选取与布置

由于喷嘴是按其在多种不同喷雾条件下工作而设计的，因而选用适合需要的喷嘴，以便在使用中达到最佳喷雾性能。喷嘴的特性主要体现在喷嘴的喷雾类型，即液体离开喷嘴口时形成的形状以及它的运行性能。喷雾形状是选择喷嘴的一个重要的指标，在不同的场合应用时选择的喷雾形状是不同的。按照喷嘴的喷雾形状主要分为空心锥形、实心锥形、扇形以及直线型四种。其喷雾类型与喷雾形状如下表所示：

喷雾形状	空心锥形	实心锥形	扇形	直线型
示意图				

为了达到较好的分散效果，实现良好的气液接触和传质，本项目选取的喷嘴为螺旋型实心圆锥喷嘴，其结构如图所示。



(6) 除雾器的选取与布置

1. 除雾器工作原理

当带有液滴的烟气进入除雾器通道时，由于流线的偏折，在惯性力的作用下实现气液分离，部分液滴撞击在除雾器叶片上被捕集下来，如右图所示。除雾器的捕集效率随气流速度的增加而增加，这是由于流速高，作用于液滴上的惯性力大，有利于气液的分离。但是，流速的增加将造成系统阻力增加，使得能耗增加。同时流速的增加有一定的限度，流速过高会造成二次带水，从而降低除雾效率。通常将通过除雾器断面的最高且又不致二次带水时的烟气流速定义为临界气流速度，该速度与除雾器结构、系统带水负荷、气流方向、除雾器布置方式等因素有关。计算临界气流速度的经验公式很多，其中较为简单实用的公式为：



$$U_{gk} = K_C \sqrt{(\rho_w - \rho_g) / \rho_g}$$

式中 U_{gk} 为除雾器断面最优临界流速, m/s;

K_C 为系数, 由除雾器结构确定, 通常取 0.107~0.305;

ρ_w 为液体密度, kg/m³;

ρ_g 为烟气密度, kg/m³。

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/647141064031010003>