

医药化工及生物工程 工业常用节能技术

河北乐开节能科技股份有限公司
HEBEI LUCKEY ENERGY CONSERVATION TECHNOLOGY CO.LTD

主编 赖庚音



公司简介

河北乐开节能科技股份有限公司成立于 2009 年，是一家专注于发酵行业、淀粉糖醇行业节能技术研发和工程技术提供的领先企业。我们致力于为客户提供高效、可靠的工程技术设计、装备和节能解决方案，以降低能源消耗和减少碳排放。

公司设有工艺部、设备部、电气部、自控部，技术服务部和一个全资子公司（河北乐开机械制造有限公司），员工近 60 人，可以承接“交钥匙”工程。公司 80%的员工均拥有专科及以上学历，其中职称 7 人，中级职称 15 人。设计部门员工均具有生产一线实践经验，熟练掌握专业知识、原理、工程设计规范，可基于工厂 3D 三维设计技术平台，将厂房、设备、管道管件等全部集合为一个完整的三维模型，制图精细准确，材料明细清晰，管道配管长度精确到毫米，并可预览车间建成后的整体效果。

公司自 2015 年至今均为“高新技术企业”，2017 年至今均为“河北省科技型中小企业”“国家科技型中小企业”，2022 年获得“河北省专精特新中小企业”，“河北省专精特新示范企业”。公司拥有的自主知识产权有 14 项，其中发明专利 6 项，实用新型专利 8 项，正在申请的发明专利 5 项。

作为一家拥有丰富经验和技术实力的公司，我们具备优秀的研发能力和创新思维，不断推出适用于不同行业的节能技术和装备，如强制循环蒸发结晶系统、干燥组合机组、发酵罐节能搅拌器等。我们的核心业务包括工程设计、装备制造、节能监测、节能技术研发、节能改造等多个方面，可以根据不同客户的需求和实际情况，提供个性化的解决方案。

在工程技术研发方面，我们致力于高效、环保、可持续的生产技术工艺，通过不断的创新和改进，以成熟的整体技术方案和细节的优化为客户提供更优质、更稳定的生产流程。在节能技术研发方面，我们积极响应国家碳达峰碳中和战略目标，从行业内成本高、能耗大、排放多的指标，如水、电、汽做为研发方向，将创新技术和装备相结合，加快专利产业化落地，目前已进入具体实施阶段的有：玉米淀粉生产零废水排放、淀粉糖离交含盐洗水回收利用、发酵罐节能型搅拌器、MVR 真空蒸发结晶机组等。

我们的设计项目和装备已在全国 20 多个省、自治区、直辖市落地运行，海外市场也销往多个国家，如匈牙利、土耳其、印尼、菲律宾、越南等，已经于中粮集团、益海嘉里、浙江华康药业、山东祥瑞药业、江苏奥谷、浙江新和成、山东星光糖业、日照凌云海糖业、山东保龄宝生物、山东百龙创园、山东福洋生物、安阳豫鑫、山东西王药业、绥化象屿、韩国 AMBIO、土耳其 AK、越南 THP、匈牙利 VISONTA PROJECT 等国内外客户建立了长期友好合作关系，涉及的产品有：淀粉、淀粉糖及糖浆、结晶果糖、木糖（醇）、山梨醇、赤藓糖醇、阿洛酮糖、麦芽糖醇、异麦芽酮糖醇、甘露醇、海藻糖、味精、酒精等。我司具有自主知识产权的装备，如强制循环蒸发结晶系统已销售 57 套，干燥组合机组已销售 75 套。工程设计服务和装备均获得了客户的肯定。

公司在技术上的不断总结和创新保证了公司设计的生产线产品品质高、原辅材料消耗少、生产环境好、劳动强度低，具有很强的市场竞争力。

公司宗旨：超常规思路，助工业节能，促行业进步。



目录

一、跨界思维助力节能技术开拓创新	1
二、工业节能综论	2
1、重视工业节能是大势所趋	2
2、何为人类未来的理想能源结构	3
3、节能技术无新旧区别，经济上合算是硬指标	4
4、节能涵盖方方面面	5
三、如何寻找企业的节能潜力点	5
1、提高节能水平非一日之功但确有近道	5
2、节能人才培养的经典教科书	6
3、管阻、热阻、电阻是压制节能的三座大山	7
4、加强节能知识培训和引入工业节能咨询服务	7
四、工业节能之工艺革新	8
1、工艺革新是工业进步的发动机	8
2、节能装备的及时升级换代	9
3、废热回收与蒸汽梯级利用能源站	10
4、新产线的工程设计节能	11
五、工业节能之超临界热电联产	13
1、超临界锅炉逐级发电节能原理	13
2、火力蒸汽锅炉自用汽电的节约	15
六、工业节能之热泵技术	16
1、热泵概述	16
2、热泵节能原理	18
3、热泵特例之 MVR 蒸发器	19
4、热泵心脏之气体压缩机	22
七、工业节能之生物工程发酵节能	25
1、微生物发酵搅拌节能	25
2、微生物发酵通风节能	28
3、微生物发酵消毒灭菌节能	29
4、超高能效比冰机系统	31
八、工业节能之循环冷却水系统节能	33
1、冷却塔降温的推动力	33
2、冷却塔出回水温度的确定	34
3、冷却塔的智能调控运行	35
4、空中飘扬的冷却塔	36
九、工业节能之结晶节能	36
1、提取功能之结晶节能	36
2、分离提纯之结晶节能	45
3、废热蒸发结晶与 MVR 蒸发结晶	48
4、优选水溶剂结晶	49
十、工业节能之层析分离脱盐	51
1、水流冲刷分离脱盐，无需消耗酸碱再生树脂	51
2、层析分离装置之靶向提纯功能	51



3、层析分离运行机理	52
十一、工业节能之离子交换节能	55
1、从源头降低交换负荷	55
2、合理选用树脂和交换工艺	55
3、规范离子交换操	56
4、逆流自动离交系统	58
十二、工业节能之干燥节能	60
1、水分挥发的推动力	60
2、逆流流化床干燥机	62
3、干燥尾气废热回收	63
4、干燥新风预热	64
附录、节能相关快速估算:	65

医药化工及生物工程工业常用节能技术

一、跨界思维助力节能技术开拓创新

行业经验和习惯本来是行业底蕴沉积的财富，却往往制约了创新，很多高能耗行业都是节能待挖掘“富矿”。跨界思维和综合知识的融汇贯通将对节能事业带来震撼冲击，企业打对折的节能降耗似梦非梦，梦想成真之时就是技术水平独步天下之时。

越是高利润行业，往往越不重视节能。当企业上上下下都沉浸在商业成功的喜悦中，是很容易形成自我意识膨胀的，认为自己企业的管理一流、技术能力一流，外界都不懂我这个行业，所以也没有什么可学习的。中国近十年科技水平的快速发展，某种程度上就是因为国内产能过剩竞争惨烈所致，所以我们有很多行业都已经处于领航水平，技术水平的领先主要就是体现在生产成本低，特别是能源消耗低。

工业企业的产品生产线品类成千上万，实际上常用的技术手段也就几十种，几十种技术手段的排列组合形成了各种各样的生产线。每种技术手段大概率都有大量的不同行业所使用，每个行业在使用该技术手段时都会有总结和提升。所以，节能实际上就是一个通用技术手段中先进代表的应用推广。要搞好节能，必须要有跨界思维和意识，好的技术跨界引用进来，是行业节能提升的有效手段。

笔者投身节能事业开局于 2010 年，与各行各业技术人员探讨各种各样的节能方案，逐渐发现跨行业才是带来节能技术灵感的宝库。从业多年，感触颇多，下决心把多年心得体会写下来形成本文。希望能达成一个目标，就是读者仔细阅读后能够打开思路推陈出新。只要有读者能够因此而发现自己企业的节能矿藏，笔者会深感欣慰。

十年前，几乎没有人会想到中国的工业产业会发展得这么迅猛，技术水平会提升那么快，快的发达国家都把我们的发展当成威胁了。技术进步永无止境，谁也无法完全预测十年后的产业技术水平会进步到何种境界。所以在产业技术高度发达的今天，我们仍然会有大量技术进步的需求，有理想的技术人员永远无需担心没有用武之地。

当前全世界都在重视节能减排，其实是受地球资源有限倒逼而为。当下提倡的绿色循环经济，其实在英国工业革命以前人类社会是实现了的。之所以现在又成了努力的目标，是因为高度发达和富裕生活导致能源消耗剧增，打破了能源消耗与存量积累的平衡。要重新取得平衡，实现新时代的绿色循环经济，正是节能工作者的首要任务。节能的终极目标是在维持人类文明不断进步和生活水平不断提高的前提下，实现地球上化学能源



的总贮量不再下降的目的。

能源形势的变化和各国政府的大力支持，加上蓬勃发展的节能市场摊低了成本，很多以前看似高不可攀的节能技术和装备逐步大众化。企业切忌“刻舟求剑”，要密切关心各种与自身相关联的节能技术装备发展情况，勤做节能项目的经济评价，一旦经济上合算且能承受，一定要果断决策。

以前 60℃以下的二次蒸汽都被当作废汽，全部用 30℃循环冷却水去冷凝掉。现在不但 60℃左右的二次蒸汽是宝贵能源，甚至连 30℃循环冷却水里蕴含的能源都已经有很多回收再使用的经济价值。

地球上其实从来不缺能量，缺的是有利用价值的能源。能源属于高品位能量，使用后能够通过做功产生经济价值。但能量是否有利用价值，从来都没有一条严格的界限。节能潜力中最大的源泉就是通过技术进步或技术手段，将无利用价值的低品位能量变成有利用价值的能源。

二、工业节能综论

1、重视工业节能是大势所趋

地球上其实从来不缺能量，缺的是有利用价值的能源。能源属于高品位能量，使用后能够通过做功产生经济价值。但能量是否有利用价值，从来都没有一条严格的界限。节能潜力中最大的源泉就是通过技术进步或技术手段，将无利用价值的低品位能量变成有利用价值的能源。若干年以后，地球上所有生物再次毁灭，人类主导的直立人时代像恐龙时代一样消亡。上亿年后，新的地球主宰生物出现并进入新的文明，考古研究很长时间以后，终于发现人类灭亡的原因：起源于十八世纪英国的“工业革命”，让人类短暂繁荣后却最终导致了人类的灭亡……

在英国“工业革命”以前，地球上化学能源的总贮量一直是增长的。随着对化石能源的永无竭止的开采使用，在带给人类高度文明高度发达和繁荣的同时，也使得地球上亿万年积累下来的化石能源资源在短短几百年就面临枯竭的局面，并伴随着环境的快速恶化。

为了人类的可持续发展，为了人类还能保有一个赖以生存的空间，全人类必须齐心

协力和艰苦奋斗，开展永无止境的节能降耗共同行动。

在信息技术高度发达的今天，大部分企业很难拥有一个能够让自己长期独占的先进技术。企业之间的竞争大部分是管理和成本的竞争。当前已经处于能源价格相对较高的时代，能耗水平已经成为评价企业综合技术水平的一个重要和关键的指标，也是企业成本竞争的关键所在。所以说，一个企业节能水平的好坏是关乎生存的大事情。

企业要想在竞争中处于优势地位，必须变被动为主动，在节能上做足文章。节能项目往往从经济上评估也是非常合算的，企业要成立专门的节能部门跟踪节能新技术和新动向、发掘企业的节能潜力和组织节能项目的落实与实施。投资节能项目，可以根据企业经济实力把握进度，优先选择投资少且见效快的节能项目实施。节能项目投资收回后，持续产生的效益完全足够支撑企业不断进行新的节能投资。

世界各国都意识到经济可持续发展的重要性，我国出台了很多鼓励企业节能和环保的政策和措施。企业搞节能不仅可以获得社会效益，还能获得经济收益并且提高自身的管理和技术水平，可谓一举多得。而且，当企业发现自己的产线很难取得竞争优势时，不妨以节能作为突破口试一试，完全有可能因而让你的产线跃升到行业先进水平。

2、何为人类未来的理想能源结构

2010年全国总能源消耗 32.5 亿吨标煤，其中煤炭占比 63.6% (原煤 31.2 亿吨)，原油占比 19.5% (原油 4.43 亿吨)，天然气占比 4.4% (表观 1083 亿方)。煤炭、原油和天然气三项总占比 87.5%。主要绿色再生能源 (不含生物质) 占比 7.3% (水电、风电和光伏发电 7062 亿度，度电折标煤 335g 计)。

2021年全国总能源消耗 52.6 亿吨标煤，其中煤炭占比 56.0% (原煤 44.5 亿吨)，原油占比 18.7% (原油 6.90 亿吨)，天然气占比 9.4% (表观 3726 亿方)。煤炭、原油和天然气三项总占比 84.1%。主要绿色再生能源 (不含生物质) 占比 11.8% (水电、风电和光伏发电 20766 亿度，度电折标煤 305g 计)。

2021年相比 2010年，煤炭、原油和天然气占比减少约 3.4%，主要绿色再生能源 (不含生物质) 占比约增加 4.5%。

2010年全国总发电量 41413 亿度，其中火电占比 80.3% (33253 亿度)，水电占比 16.0% (6622 亿度)，核电占比 1.8% (734 亿度)，风电占比 1.0% (430 亿度)，光伏占比 0.02% (10 亿度)。主要绿色再生能源 (不含生物质) 发电占比 17.1% (水电、风电和光伏发电 7062 亿度)。

2021 年全国总发电量 81121 亿度，其中火电占比 71.1% (57703 亿度)，水电占比 14.6% (11840 亿度)，风电占比 7.0% (5667 亿度)，核电占比 5.0% (4075 亿度)，光伏占比 4.0% (3259 亿度)。主要绿色再生能源(不含生物质)发电占比 25.6% (水电、风电和光伏发电 20766 亿度)。

2021 年相比 2010 年，火电占比减少约 9.2%，主要绿色再生能源（水电、风电和光伏，不含生物质）发电占比约增加 8.5%。

所以，人类未来的理想能源结构，主要绿色再生能源（水电、风电和光伏，不含生物质）占比要达到 80%以上，是 2021 年占比 12.1%的约 6.6 倍，剩余 20%以核电为主，煤炭、天然气和石油为辅。水电、核电和火电可兼做平抑峰谷的调峰作用。从全球绿色再生能源资源总量来说，是绝对具备完全承载人类富裕生活能源需求的能力，单独风电一项，如果开发得好就足够提供全球所需要的能源。新的绿色再生能源还会不断被发现和利用，绿能发展空间极为广阔。水电、风电与光伏，归根结底都是太阳能。水电与风电来源于太阳能，是太阳能的转化富集后能源，能量密度高了几百倍。笔者对未来绿能的发展，更看好水电和风电特别是风电，风力发电机当前成交价格已经由十年前约 10000 元/KW 装机降到了极低的 1600 元/KW 装机，并且制造成本仍然在快速下降中，而且新式风机对风力资源的转化率也在稳步提高，我国陆上风机最大单机已达 8MW (今年 6 月张家口)，海上最大则已达 11~13MW。虽然近十年，光伏发电的增长率要更高，但随着绝对装机数量的扩大，太阳光能量密度较低的缺陷会越来越明显，有可能需要到沙漠或戈壁滩去寻求发展机遇，才能收效更好。

3、节能技术无新旧区别，经济上合算是硬指标

企业的节能一定要基于不影响产品质量和产量的前提。评判一个企业的节能是否有效，最好也是最简单易行的办法是剔除能源价格波动，核算产品的年平均能源折标煤单耗，横向与同行业最先进水平比较，纵向与自己历年情况比较。如果一个企业的能耗能够延续每年下降 2%，十多年延续下来就是很可观的成就，持之以恒，定能让企业经济效益明显提升。

节能关乎企业生存，不能为了应付政府而弄虚作假，也不能政府抓得紧就搞一下，政府一放松就抛弃了。有的企业采用偷停烟气脱硫除尘等环保设施来节能，这就属于见利忘义的作为了。企业家们大都知道“有大成者必有大德”这句名言，相信这是一句真言。很多政策导向，都非常有指导意义，正是因为看到节能对企业提升竞争力的作用，政府才一直倡导企业重视节能。

节能技术无新旧之分，适合就好。比如膜浓缩用于浓缩 12%浓度以下稀物料有优势，MVR 则在浓缩 12%以上物料具备优势。企业在评判节能方案时，一定要结合企业



自身的资源情况做充分的经济评估。充分的评估不代表评估模型的复杂化，首先要把不同方案的能源消耗列清楚，蒸汽和电是能源物资，循环冷却水、循环冰水以及水本身都是能源物资，压缩空气和排放废水也是能源物资。只要能源消耗量列完整了，评估就很好办了，分别乘以企业获得相应能源物资的成本价，得到加权值数据一看就简单明了。不同节能方案评估时经常会有投资高者则运行成本较低这种需要权衡的情况出现，权衡的办法也很简单，多投的资金如果能通过运行三年回收，则基本建议采纳，否则需谨慎决策。

通过近二十年的经济高速发展，中国节能技术虽然起步较晚，但起点较高，与国外各有千秋。但中国企业职工看书学习和争论技术的氛围与强大的工业有点不匹配。

对待国外节能技术，笔者的看法是“崇洋而不媚外”，崇洋是要积极主动学习国外的先进技术；不媚外是指要立足本土实际情况做好消化吸收并推陈出新，不要过度迷信国外技术和装备随意浪费外汇。

4、节能涵盖方方面面

企业节能涵盖方方面面，最重要的是管理节能，其次是技术节能和全员参与。管理节能是战略，只有领导重视并制订规划和目标，节能工作才能顺利开展。技术节能是战术，优秀的战术又经常能够影响战略的提升，好的节能技术可以为企业节能带来奇效。全员参与是节能落实实施的基础，提高全员节能意识，节能才能得到长期坚持和发展：搞节能改造可以节能，每个人都做好本职工作提高工作效率也可以节能；搞好工艺可以节能，搞好自控和电气也可以节能，岗位操作工精心操作也可以节能。

企业可以成立专门的节能管理部分，负责搜集整理工业节能技术，然后在企业大范围搞节能技术知识培训；有条件的企业也可以搞一些节能技术研发工作，生产企业的水电汽和配套设备齐全，其实是最有条件和最方便开展节能技术研发工作的，往往可以通过投入少量研发资金取得不错的成果。

三、如何寻找企业的节能潜力点

1、提高节能水平非一日之功但确有近道

节能的主要手段是开源和节流，但我国国情，开源属于国家主导的事情，对于大部



分工业企业来说，很少需要考虑开源，更多地是需要考虑节流，即在生产产量和质量不受影响的前提下通过加强管理和提高技术水平来达到节流节能的目的。但这并不表明开源就跟企业无关，比如中国核电总装机在 2021 年突破 5 万 MW，大概率在 2026 前后会达到 10 万 MW，风电和光伏增长速度还会更快，新能源的高速增长跟所有企业都有关，小型企业在这种形势下不应该再留恋燃煤的热电联产，特别是不要新上热电联产。将来主流工业企业的能源供给模式将会是外购电与外购蒸汽为主，低耗汽或购汽不便区域则采用天然气锅炉或电锅炉，就像现在的日本一样。

大部分工业企业的生产工艺用能都是电和蒸汽，所以节流节能主要就是节约蒸汽和电。而大部分企业在使用蒸汽热能的原因是因为温度所需而不是真需要把能量充入产品中，最后又通过冷却塔和干燥尾风将这些能量无休止地排入了大气中。所以蒸汽热能的节能潜力一般要大于电能，给企业做节能筹划要把重点放在节汽上，比较容易取得成效。

企业之所以会有节能潜力，是因为企业用能上存在不合理的结构或装备。我们做数学题，做好以后怎么才能知道对错？当然是反过来验算！节能筹划有一句经典俗话，叫“少管吃的啥，多看拉的啥”。意思就是多关注企业的能源排放点在哪，排的少了，能量自然节约下来了。目前工业企业的排能大头是冷却塔和热气（尾风），其次是工艺设计过度。所以到工厂一看，冷却塔越大的企业节能肯定做的越差。

节约蒸汽热能的方法主要有提升废能源品味实现循环利用（MVR 类）、提升能源品味变废为宝（热泵类）、能源梯次多次利用（废热回收及料料换热类）和减少热损（杜绝跑冒滴漏和加强保温）等；节电方法则主要有变频、减少损耗、不过度追求工质品味和馈电回收等；工艺节能则主要关注减少过度保守（保险）的工艺设计理念。

2、节能人才培养的经典教科书

《化工原理》和《热工学》是指导企业节能的经典教科书，如果一个节能方案，如果不符合《化工原理》或《热工学》理论，大概率是不靠谱的。所以有志于节能工作的技术人员，首先需要精读这两本书，然后再购买一些介绍工业节能方面的书籍，通过阅读开拓节能思路。

饱和水和饱和水蒸气热力性质表是节能工作者最常用表格，笔者从来都是把它放电脑桌面上或者手机里边容易找到的位置。

3、管阻、热阻、电阻是压制节能的三座大山

很多南方企业夏季都受到 30℃循环冷却水依靠冷却塔温度降不到 30℃的困扰，往循环水里无限度地补充新鲜冷水是很糟糕的办法。最好的办法是整体提高 30℃循环冷却水的运行温度到 35℃，即改使用 30℃循环冷却水为使用 35℃循环冷却水。这样不可避免会有个别地方冷却水温达不到工艺使用要求，我们只需要去改造这些局部的地方（一般是加大换热器面积）就好了。增加换热面积相当于减少了传热阻力，热阻减少可以降低对传热温差的需求，进而降低对热源或冷源的品位需求达到节能的目的。热源是温度越高获得代价越高，冷源则是温度越低获得代价越高。节能本是提倡节约，但很多场合加大换热面积却能够收到节能奇效。节能技术人员切忌对换热面积和输送管道口径过度节省，在丢芝麻可以捡西瓜时还是要选择捡西瓜。

很多企业的管网管道口径都偏小，主要包括水、汽、物料和风（包括压缩空气）等的输送管道。管道口径偏小一般有两个原因，一是以前对节能关注得少，设计管道时就偏小；另一个原因是企业扩产后沿用老旧公用管网。管道口径偏小会造成输送过程的管损偏大，其浪费的能源是非常巨大的。以某厂输送淀粉乳的管道为例，淀粉乳流量为 28m³/h，输送距离为 500m。如果使用 DN100 的管道输送，32m 扬程的泵就可以了，泵装机 5.5KW，每小时耗电 4.4 度，年（7200 小时计）耗电 31680 度；而如果使用 DN65 的管道输送，则需配备 80m 扬程的泵，泵装机 15KW，每小时耗电 12 度，年耗电 86400 度。用 DN65 的管道输送比用 DN100 的管道输送每年多耗电 54720 度，合人民币 38000 元左右，浪费是非常严重的。管损太大，要么消耗过多的电能，要么降低蒸汽的品味。当一个企业管网的管道口径太小而管损太大时，应该考虑重新敷设新管道以替代旧管道或与旧管道并联使用。

电力在从电网输送到用电设备过程中，由于线路电缆存在电阻（常温超导尚未发现），会造成电压的下降，并造成线路发热损耗一部分电能。无中间变压电力输送线路输送过程的电能损失率=线路电阻÷(线路电阻+用电设备电阻)，所以线路电阻越大，输送过程电能损失越大。同等线路电阻下，高压输送比低压输送节能是因为高压输送同样功率时，用电设备端配置电阻会更大。减少线路电阻降低线路电力损耗可以节能，所以工业上多使用足够线径铜芯电缆而很少使用铝芯电缆，虽然造价相对高些，但节能收益份量更重。

4、加强节能知识培训和引入工业节能咨询服务

企业的节能工作要做好，关键要物色合适的人员来负责节能工作。企业老板可以不了解节能技术的具体内容，但要能够选拔出合适的节能管理人才。老板要当好这个伯乐，本身也要对工业常用的一些节能技术有个初步的了解，仔细阅读本文就是了解工业节能



的便捷途径之一。

为了加快推动节能工作的开展，更快更好的决策节能方案的选定，引入外部专业节能咨询服务公司来做节能参谋工作，将会是节能实施过程的常态化环节。绝大部分节能技术装备都是通用装备，企业在跨行业引用新出现的节能技术装备时，既要有敢为天下先的勇气，又要充分探究其节能原理以及全面分析自己物料的特性，把风险控制能够在能够承担的范围内。

四、工业节能之工艺革新

1、工艺革新是工业进步的发动机

改进和优化工艺往往伴随着节能水平的提高。比如好的提取和结晶工艺，通过强化离心和挤压给烘干供给水分更低的原料，提高喷雾干燥的入料浓度等，都能带来明显的节能效果。

粮食深加工最常用到的淀粉乳液化，采用两次喷射液化肯定比一次喷射液化蒸汽消耗高，薯类淀粉乳一般无需采用两次喷射，玉米淀粉乳采用两次喷射与一次喷射比主要差别后续糖化 DX 平均约高 0.2~0.3，而且糖化液和成品的过滤速度明显较快。所以对生产结晶糖、F55 果葡糖浆等高 DX 需求产品采用两次喷射为宜；生产转化糖浆、麦芽糖浆、F42 果葡糖浆和发酵用糖浆等则只要一次喷射就可。

结晶工艺对节能效果的影响也很大，如降温结晶终了温度能够尽量调高，则低温循环冷却水的消耗可以下降从而达到节能的目的；很多企业的结晶采用多段或多级结晶，比如炼糖企业采用五段或六段煮糖。有时过多的结晶段数不但无助于提高产品质量，反而增加了能源的消耗。一般情况下，只要选择合理的结晶注罐纯度，结晶最多分成两段就可以了，一段用来保证产品的高品质，另一段用来把目标提取物充分提取出来。将多段结晶优化成两段结晶，不但可以达到节能的目的，由于结晶时间缩短，还可以减少结晶过程化学转化副反应，提升产品质量。

在精制蔗糖的生产过程中，糖液先经脱色和离子交换精制，在结晶提取后有一部分母液必须回套到脱色前脱除煮糖过程产生的色素。如果采用先脱色后离交的精制工艺，回套母液则也同时需要再次进入离交；而如果采用先离交后脱色的精制工艺，回套母液套到脱色前则无需再次进入离交。回套母液再次离交不但增加交换负荷，而且因离交有浓度要求而稀释母液也会造成蒸发负担增大。所以采用采用先离交后脱色的精制工艺要

节能的多。

在结晶产品的生产过程中，强化离心分离使烘干前晶体含水更低；在淀粉生产中将蛋白压滤脱水的水分控制得更低；在糊精的生产中适当提高温度尽可能提高喷雾干燥前入料浓度。这些工艺改进都可以达到很不错的节能效果。因为所有干燥设备蒸发水分的效率都比较低，管束干燥烘干蛋白蒸发 1Kg 水需耗汽 1.2~1.3Kg 蒸汽；逆流流化床干燥烘干晶体蒸发 1Kg 水需耗汽 1.5~1.8Kg 蒸汽，气流干燥烘干晶体蒸发 1Kg 水则需耗汽 2.0~3.0Kg 蒸汽；喷雾干燥蒸发 1Kg 水需耗汽 1.5~1.8Kg 蒸汽，因喷雾干燥原料含水较多，总体能耗很大。

生产木糖的企业，首先需要添加硫酸作为催化剂蒸煮水解玉米芯当中的半纤维素，获得木糖水溶液。水解液中的硫酸催化剂需要分离脱除，一直以来的工艺都是采用离子交换的方法，消耗大量的酸碱还排放大量的废水。已经有企业研发成功新的糖酸分离工艺，靶向把硫酸分离出来，返回用于蒸煮水解的催化剂。新工艺必将给木糖行业带来巨大变革，实现能耗与排污双降低。

在保证所生产的产品质量和产能的前提下，通过调整和优化工艺来节能，因无需增加设备，因而往往收到事半功倍的效果。

读者有机会可以翻阅一下南宋宋应星编写的《天工开物》，通过一些产业历经千年的工艺改良来对比感受一下工艺进步给节能带来的巨大成果。

2、节能装备的及时升级换代

随着技术的不断进步，各种各样的节能设备不断出现，及时、有效和合适的选用新型节能设备也是做好节能工作的重要环节。

在当今全社会都关注节能的形势下，必然会有很多的社会资源投入到节能设备的研发上，随时都可能会有新型高效的节能设备出现。作为企业的节能主管，要经常关注节能设备的发展。企业中很少的设备是行业专用的，大部分都是通用设备，只要充分论证物料的特性，跨行业引用节能技术的风险不会很大。企业只有不断采用新型高效节能设备去更新替换老式高能耗设备，才能获得或维持企业在行业中的技术领先地位。

玉米深加工行业采用新型节能设备的范例有很多：比如新型的快速烘炒管束干燥机，因采用机内存料较少的结构和较高的烘干温度提高了传热效率，可以节约蒸汽消耗 10~15%和电耗 30%以上；蒸发浓缩采用 MVR 蒸发器替代多效蒸发器和采用 MVR



蒸发结晶罐替代单效蒸发结晶罐可以取得非常不错的节能效果；采用逆流固定流化床干燥机和逆流固定流化床冷却机可以分别节约蒸汽和冷源；玉米浸泡时循环浸泡液改用间壁换热器利用管束烘干机汽凝水加热取代直接蒸汽加热；玉米浆浓缩采用以管束烘干机废汽作为热源的废热蒸发器；冷却水循环泵采用三元流叶轮的离心泵可以节电 15%左右；稳定的或较大制冷负荷采用氟利昂压缩制冷机组，而波动的且较小的制冷负荷则采用溴化锂吸收式制冷机组；采用双效溴化锂制冷机组可以比单效明显降低热源消耗，选用废热或热水驱动型溴化锂制冷机组也可以节能。

几乎所有的工序，只要你去研究探讨，都可以发现节能的潜力。发现节能潜力后，应及时做经济评估，有的节能改造项目，在某一段时期经济上不一定合算，但时过境迁后有可能变得合算。一般企业都有很多发现节能潜力的机会。

去景德镇旅游参观过烧瓷器古窑的读者，可以看到古窑的变化过程，其实也是一个节能进步的过程。

水泥厂早先烧制水泥，采用的是混合燃烧的立窑，燃料消耗很大，后来引进丹麦的旋转卧窑逆流连续烧制，节能效果立竿见影。同样，立辊挤压式破碎磨替代球磨机，也给水泥行业带来了明显的电耗下降。快速发展的二十年，大部分工厂都是搬离城市，唯独水泥厂是在靠拢城市。

3、废热回收与蒸汽梯级利用能源站

能源是有品味的，特别是蒸汽，不同饱和温度的蒸汽其品味差别很大，饱和温度越高的蒸汽品味越高，饱和温度越接近废汽排放温度或越难以回收利用的蒸汽品味越低。不同品味能源的调配使用要遵循优先使用低品味能源的原则，实在必须用更高品味能源时要尽可能考虑梯级使用。同样道理，回收废能时要尽量采用最便捷的无额外消耗回收（比如换热或直接混合吸收）。

有很多工业窑炉排放高温尾气，热管锅炉的出现很好的解决了窑炉尾气热量回收问题。热管换热器的基本元件热管，是一个耐压密闭真空空心管，内装少量液态传热工作介质。普通热管内贴管壁处都装有高吸湿的吸液芯，吸液芯的毛细管可以引导液态传热介质的顺利流动。重力式热管则取消了吸液芯，完全依靠重力来实现液态传热介质的流动。重力式热管必须采用立装形式，上半段与冷流体接触，下半段与热流体接触，中间靠隔热板隔开，多根热管并排即可形成热管换热器。热管的快速导热并非依靠金属管壁沿着轴向的热传导，而是依靠下部受热后液态传热介质蒸发，变成气态蒸汽上升，上升的蒸汽在上部遇冷冷凝成液态沿吸液芯渗流回下部，或直接靠重力掉落到下部。传热介



质的蒸发与冷凝循环过程，不断将能量从热管下部快速传递到上部。

淀粉乳高温液化后闪蒸降温时会释放出大量的约 93℃ 二次蒸汽，已经有非常多的企业将其引去驱动多效废热蒸发器，这种多效蒸发在蒸发低浓度料液时，有的企业做到了七效之多。废热蒸发器的末效蒸发温度（汽温），以中国气候条件下的循环冷却水冷凝，很容易做到低于 40℃， $93^{\circ}\text{C}-40^{\circ}\text{C}=53^{\circ}\text{C}$ 的驱动温差，每效平均驱动温差还有 7℃ 多。彼时废热实乃今时宝物。

蔗糖厂采用甘蔗或甜菜制糖，是比较早成熟采用五效或者六效真空蒸发系统的工厂。而且蔗糖厂是把多效真空蒸发系统当成全厂的热力站（能源分配站），一直得心应手地使用，各效不同温度的汁汽（二次蒸汽）被分别抽用去煮糖（蒸发结晶）、去预热蔗汁、去加热澄清蔗汁等几乎糖厂所有用汽单元需求不同品位热源的部位，抽用真空低品位汽早已是家常便饭。

4、新产线的工程设计节能

设计节能有非常多的措施，比如选用符合客户实际情况的空调或制冷装备，重视位能，采用变频调速，准确计算能源负荷等。好的设计可以为用户带来非常直接的好处，比建成后再去改造要节约投资很多。

项目设计过程节能做得好不好，直接影响到生产线建成后的能耗水平和生存能力。项目设计时必须做物料衡算和能源衡算，而这两个衡算实际上又相互影响。物料衡算计算得准确可以使每个工序设备能力的配置也准确适宜，本身就是设计节能的一个措施。做能源衡算时一定要注意能源的梯次使用，不同品味能源的合理调配使用也是设计节能的一个重要措施。设计节能做得好，不一定会增加工程总造价，甚至经常还降低工程造价。

优化设计节能的一个有效手段是做整个生产线的能流图，当然标准的能流图做起来很费事。我们可以做单线条能流图，只要把所有能源进出点和量标示清楚即可。能流图最大的好处就是可以让我们看清楚能源的流出或流失方向，相当于做数学题的验算过程。当你从节约消耗去做节能无从下手时，从减少流失去寻找节能的办法，很可能就会豁然开朗了。流失减少了，消耗自然会随着降低。

大部分工业企业生产用能都依靠蒸汽和电，也就是说蒸汽和电是工业企业的主要能源载体。所以我们考虑工业节能时，主要考虑节约蒸汽和电。玉米深加工企业的用汽点有很多，但按照用途不外乎包括：动力用汽（含排渣用汽和抽真空用汽）、工艺反应用



汽（包括液化用汽、玉米芯水解用汽）、灭菌用汽、物料或水升温用汽、蒸发浓缩用汽、干燥烘干用汽、制冷用汽、采暖保温用汽和清洁用汽等。

对于动力用汽，主要用来驱动汽轮发电机发电，热电联产时要尽可能降低供热体系的蒸汽压力需求，这样汽轮机背压可以调得更低发更多的电。切忌为了局部需要高压力蒸汽而提高整体蒸汽压力，有时局部的高压力蒸汽需求可以使用压缩机增压来获取。至于排渣用汽（比如木糖水解排渣）和抽真空用汽（比如氢化釜放料用蒸汽喷射抽真空），则设计时应尽可能采用替代方法（如改用压缩空气排渣）或尽可能减少蒸汽喷射抽真空需求；对于工艺反应用汽，节汽办法一要尽可能使用低品味能源预热物料，二要尽可能回收反应后排放的尾汽；灭菌用汽的节汽要尽可能使用 UHT 连消灭菌，罐类灭菌要尽可能减少放空排放量；物料或水升温用汽的节汽要尽可能使用低品味能源（优选通过料料换热解决）来升温或预升温；对于蒸发浓缩用汽，首先要优先采用废热蒸发器，其次考虑 MVR 或超多效，还应重视蒸前物料使用低品味能源来预热，最后其进冷凝器的废汽还可以用来预热冷水或冷空气等；干燥烘干用汽，要优先选择间壁换热干燥设备，选用热风烘干要尽量选用逆流型干燥设备，要尽可能利用低品味能源预热冷空气，有可能的话要考虑尾风能量的回收；制冷用汽的节汽，对于稳定制冷负荷，要尽可能选用氟利昂机组制冷或制冷供热一体热泵机组，只有针对波动较大而频繁的制冷负荷（如空气冷冻除湿和空调）才选用需要消耗蒸汽的溴化锂蒸汽吸收式制冷机组；对于采暖保温用汽和清洁用汽，则能不用尽量不用，非用不可时尽量少用，能用热水替代就不使用蒸汽。

玉米深加工企业常用的节电措施有：储罐的搅拌要尽量采用偏心螺旋桨推进搅拌，因为搅拌的目的是混合而不是旋转，一定要根据工艺的最低需求来确定，比如 100 立方的糖化罐，配置 1.5KW 的搅拌足够了，而且除进料和出料后期在糖化过程只要间歇开启就可以了；真空转鼓的真空泵各厂家普遍配得偏大，最好运行真空泵与挂土真空泵配一小一大；上悬式离心机一定要加装刹车馈电系统；泵的流量与扬程要选配适中且输送管道口径适当放大；负荷经常变化的动力设备一定要配变频器等；大型设备要尽可能选用能效更高的电机；要充分重视势能，比如冷却塔要放在屋顶，30℃循环水罐要放在屋顶或最高层，这样循环水泵耗电最少；电气设计时要合理选配变压器、选用线径足够的电缆并重视无功损耗补偿。

设计节能做得好，特别是对于有些小行业，可以让能耗对半下降甚至更多。所以学习节能知识非常重要，节能知识越丰富，节能手段就多，设计的生产线就运行成本越低。

五、工业节能之超临界热电联产

1、超临界锅炉逐级发电节能原理

从饱和水和饱和水蒸气热力性质表可以看出，饱和水蒸气的焓值刚开始随着温度上升而增加，到 230℃ (2.8MPa) 焓值达到最大约 2803KJ/Kg，随后温度越高，饱和水蒸气焓值越低，意味着锅炉同等能源效率下产单位蒸汽的煤耗越低，同时单位蒸汽的发电能力越强。当温度继续上升到 374.15℃ (22.129MPa) ,达到水的临界点，随温度上升而逐渐减少的汽化潜热变为零，饱和水与饱和汽的比重也完全一致

(0.322Kg/L)。 在水的临界点，水和蒸汽转化没有能量变化也不存在两相分界，即水与蒸汽之间的转换是连续随机的，水和汽处于充分混合状态。一般的饱和水和饱和水蒸气热力性质表格到临界温度或临界压力也就结束了。温度越过临界点继续上升，进入超临界区，饱和水以完全汽态存在，不再有液相共存。

火力发电蒸汽锅炉炉内工质压力低于水临界点压力就叫亚临界锅炉，大于水临界点压力就是超临界锅炉。亚临界锅炉工质压力区间 16.7~20MPa，超高压锅炉 13.7~16.6MPa，高压锅炉 9.8~13.6MPa，次高压锅炉 5.3~9.7MPa，中压锅炉 3.8~5.2MPa，次中压锅炉 2.5~3.7MPa，低压锅炉<2.5MPa，常压锅炉<0.04MPa；超临界锅炉工质压力一般>24MPa，国内将工质压力大于 26MPa 称为超超临界锅炉或高效超临界锅炉，国际上则一般将工质压力大于 28MPa 称为超超临界锅炉。

超临界饱和水和饱和水蒸气温度与压力对应表

饱和压力 (MPa)	22.129	24	25	26	27	28	29	30	31	32	35
饱和温度 (°C)	374.15	382	386	389	393	396	400	403	406	409	418

超超临界机组蒸汽参数愈高，热效率也随之提高。热力循环分析表明，在超超临界机组参数范围的条件下，主蒸汽压力提高 1MPa，机组的热耗率就可下降 0.13%~0.15%；主蒸汽温度每提高 10℃，机组的热耗率就可下降 0.25~0.30%；再热蒸汽温度每提高 10℃，机组的热耗率就可下降 0.15%~0.20%。在一定的范围内，如果采用二次再热，则其热耗率可较采用一次再热的机组下降 1.4%~1.6%。超临界机组的热效率比亚临界机组的高 2%~3%左右，而超超临界机组的热效率比超临界机组的高 4%左右。

当前国际上超超临界机组的参数已经达到约 27~32Mpa，煤粉电厂净效率在约 48~52%，发一度电的标煤耗约 256~238g。早在 60 年代初，美国、前苏联和日本



就开始发展超临界大型机组了。超临界机组早期蒸汽参数在 25 MPa、蒸汽温度约 560℃。由于压力温度的提高，主要耐热材料提高了级别，统辅机阀门全部更新，直流锅炉的采用加上系统的复杂化，致使早期的超临界压力机组故障率很高而放慢发展速度。80 年代后，随着金属材料的进展，辅机及系统方面的成熟，超临界技术迅速发展。据不完全统计，截至 2003 年，美国有 169 台超临界机组，前苏联 224 台，日本 94 台，德国 10 余台，意大利 13 台，南非、澳大利亚均有超临界机组。单机最大容量已达 1200~1300MW。

我国自 80 年代引进超临界压力机组，在上海石洞口第二发电厂于 1992 年投入运行以来克服了许多技术上的难关，机组达到设计指标，经济效益良好。随后我国又陆续上马多台超超临界机组，并投入运行，经过一段时间的运行实践，积累了丰富的运行经验。03 年 12 月上海电气集团全面引进了德国西门子 THDF 系列 1000MW 等级汽轮发电机制造技术、2004 年东方电机股份有限公司与日本日立签订了 1000MW 发电机的技术（许可证）转让合同、2005 年 9 月哈尔滨电机厂与日本东芝签订了 1120MW 汽轮发电机技术转让协议，随着设备国产化份额不断增加，设备成本也不断降低，这些机组投运后运行状况良好。据不完全统计，从 1992 年到 2021 年底我国超临界锅炉与发电机组已有约 500 台投运，其中 1000MW 超超临界约 130 台，未来主流发展机型会是超超临界 1000MW 和 660WM 两种。截止 2021 年底，我国发电总装机约 238 万 MW，其中火电总装机约 130 万 MW，约占比 55%（实际发电量占比约 71%），火电中超临界机组占比超过 50%，超超临界机组又占超临界机组的约 50%。我国超临界机组发展较晚，但在近二十年得益于经济的快速发展，在发达国家建设相对较缓慢的情况下取得了长足进步，国产机组水平已经领先国际，国产化率也逐年稳步上升。

得益于超临界机组的快速增长普及，我国 2021 年煤电度电平均标煤耗为约 305g，相较于 2000 年的 392g 下降了约 22%。

蒸汽过热器是锅炉的重要组成部分，它的作用是把饱和蒸汽或微过热蒸汽加热到具有一定过热度的合格蒸汽，并要求在锅炉变工况运行时，保证过热蒸汽温度在允许范围内变动。提高蒸汽初压和初温可提高电厂循环热效率，但蒸汽初温的进一步提高受到金属材料的耐热性的限制。蒸汽初压的提高虽可提高循环热效率，但蒸汽压力的进一步提高受到气轮机排汽湿度的限制（高参数锅炉在驱动汽轮机发电后其含湿量是增加的），因此为了提高循环热效率及减少排汽湿度，需要采用再热器。汽轮机高压缸的排汽送到锅炉的再热器中，经再一次加热升温到一定温度后，返回到汽轮机的中压缸和低压缸中继续膨胀做功。通常，再热蒸汽压力为过热蒸汽压力的 20%左右，再热蒸汽温度与过热蒸汽温度接近。采用一次中间再热可使循环热效率提高 4~6%。随着蒸汽参数的进一步提高，汽轮机中压缸的排汽也送到锅炉的二级再热器中，经加热升温到一定温度后，返回到汽轮机的低压缸中继续膨胀做功。超超临界锅炉过热蒸汽和再热蒸汽的吸热量份



额占比很大，过热器和再热器的吸热量占工质总吸热量的 50% 以上，所以过热器和再热器受热面在锅炉总的受热面中占很大的比例，需把一部分过热器和再热器受热面布置在炉膛内，即须采用辐射式、半辐射式过热器和再热器。

超临界发电机组除发电效率高优势外，由于其发电机组配置有高压缸、中压缸和低压缸来逐级发电，很容易从中压缸排汽抽取 0.8~1.0MPa 表压供热蒸汽实现热电联供，进一步提高总能源效率。从中压缸排汽供热相当于集背压和抽凝机组于一身，能够灵活应对供热负荷变化下的发电效率，达到最佳运行效益。逐级发电还可以从低压缸排汽抽取低温汽用于制取冬季供暖热水，剩余低温汽再到冷却塔抽凝。如供暖热水负荷比例大，可以整体抬高低温汽温度来满足其温度要求；如果供暖热水负荷比例偏小，则可以采用蒸汽压缩机增压升温低温汽来满足其温度要求。今年 6 月科技部部长王志刚大力宣扬推广的超超临界先进发电技术，就是指的这种模式的超超临界热电联供技术。未来大型超超临界热电联供机组为工业集中供电供汽一定会成为工业发展主流。

2、火力蒸汽锅炉自用汽电的节约

我国的大型超临界火电机组，无论是锅炉还是发电部分，其对节能的理论探索与实践实施都已经非常到位，这不能不佩服我们国家从事热力工作的技术专家。但是除外，我国还有两三千台超高压及以下压力等级的锅炉，大部分分布在大型企业的动力车间，这部分机组的锅炉自用汽和自用电占比还不低，仔细深挖还有一定的节约空间。这部分锅炉的管理与技术人员有条件的话一定要到超超临界发电厂去参观学习，相信会取得很好效果。

热力锅炉的自用汽主要消耗在汽拖给水泵、热力除氧、射水器、蒸汽吹灰器等、汽轮机汽封、排污、管道泄露和中间水加热等。汽拖给水泵虽然消耗蒸汽，但由于其节省了给水泵用电，对于整体热力发电机组效能的提高是有益的。所以未来有可能还会出现汽拖风机的设计，所需注意的就是汽拖用汽，一定要用末级低压汽才最节能。管道泄露属于管理问题，提高锅炉供水水质可以减少排污量，排污汽虽然是间歇排放，其中能量的回收也已经有很多种安全可靠方案。其它锅炉自用汽的节约，要遵循“能不用的不用，能用低品位汽不用高品位汽、必须用的尽量少用”的原则。热力除氧已经有很多企业采用真空除氧，节能效果很好。中间水用蒸汽加热大部分情况下不节能，更好的办法是在省煤器和再热器的设计时通过配置调整来取消中间水加热。出炉煤渣等余热的回收，方案好的话也可以减少锅炉自用汽。

锅炉本身的用电设备众多，输煤部分、锅炉本体（送排风、给煤、排粉排渣等）、给水系统（水预处理和给水）、汽机部分和烟气脱硫除尘等，都装备大量用电设备，所以锅炉的自用电不容小视。采用汽拖给水泵因减少了一步能源转换过程而降低自用电效

果明显。许多用电设备匹配不尽合理，特别是循环水泵和风机配备参数过大，或者并联运行台数过多，设计时减少流道管损（热电机组送排风管道、汽管道和给水管道的管损占比不低）并选型合理、采用变频高速装置科学使用，可以有效降低自用电。风机和水泵是热电厂内主要的耗电辅机设备，改节流调节为变速调节也可以收到很好的节能效果。其它节约锅炉自用电的途径还有选用新型高效节能风机、水泵和磨煤；配置节能高效电机；脱硫循环石灰水水膜与喷雾吸收结合等等。

六、工业节能之热泵技术

1、热泵概述

热泵实际上应该叫能量泵或能量泵机组，即推动能量转移的装备或机组。热泵的概念比较抽象，为了便于理解，我们可以通过热泵与离心水泵的特性对照来了解热泵。

我们知道，在自然状态下，水往低处流。如果我们需要水往高处流，则可以通过离心水泵来实现。

同样，在自然状态下，能量总是从高温物体向低温物体传导。如果我们要实现能量从低温物体向高温物体传导，则可以通过能量泵即热泵来实现。

离心水泵是通过电能来驱动泵的叶轮，将机械能转化成动能和势能，从而实现水从低位到高位输送。

而热泵则包括三部分：低温蒸发吸热器（换热器）、气体压缩机和高温冷凝放热器。而且热泵在运行过程中还必须添加导热载体或称导热剂。导热剂在低温蒸发吸热器的低温环境下，因低压或高真空仍然发生蒸发，由液态变为气态，从而通过换热器从低温物体将能量吸入导热剂中；气态导热剂通过气体压缩机压缩到高温冷凝放热器后，压力升高或真空度减小，虽然处于高温环境下，仍然能因高压或真空度减小而发生冷凝，由气态变成液态从而使导热剂中能量通过换热器向高温物体释放；释放能量冷凝后的导热剂经由减压阀流回到低温蒸发吸热器中完成一个工作循环。通过导热剂的连续循环工作，热泵实现了将能量从低温物体传导到高温物体的功能。氟利昂是目前热泵系统最常用优良导热剂，氟利昂种类众多，早先其中最常用的 R22 因存在破坏大气层臭氧危害而逐渐被更低危害的 R134a 所替代。

离心水泵在消耗电能完成水从低处往高处输送的过程中并不改变水的数量，所以耗电过程并不伴生水数量的变化。

同样，热泵在消耗电能（气体压缩机需耗电）完成能量从低温物体传导到高温物体的过程中也不是为了改变所输送的能量的数量（虽然实际上多少会有些增加），所以耗电量与所输送能量的数量变化基本无关。

当处于低位的水源廉价易获取时，评判用离心水泵将水从低位送到高位是否经济的依据是，比较将水扬升的花费是否比用其它方法在高位获取水源更经济，而不是说离心泵运行过程可以产生水。

同样，当低温的能源是廉价（比如空气中含有的能量目前都还是免费的）或容易获取的，评判用热泵将能量从低温物体输送到高温物体是否经济的依据是，比较输送能量的花费是否比用其它方法（比如用锅炉烧蒸汽）获得能量更经济，而不是说热泵将电能转化成了多少热能给高温物体使用。

离心水泵在同等扬升高度或扬程下，其耗电量与输送水量成正比。热泵在同等的逆温差与温升条件下，其耗电量与输送能量数量成正比。

离心水泵在反用于将水从高位输送到低位的过程中可以加快水的输送速度。利用水能自动从高位流到低位的特点可以实现水力发电。热泵在反用于将能量从高温物体输送到低温物体的过程中可以加快能量的输送速度。利用能量能自动从高温物体传导到低温物体的特点可以实现温差发电。

在输送同等数量的水时，离心水泵的电耗与扬程成正比例。

在输送同等数量的能量时，热泵的电耗与逆温差输送温升成正比例。这一点对于我们优化热泵节能技术非常重要。

离心水泵在输送水的过程中由于管道的阻滞会造成一定的扬程（压头）损失，管道越粗，扬程损失越小。在选用离心水泵时考虑到扬程损失，应选取比实际需求略大扬程的离心水泵。

热泵在输送能量的过程中由于换热器对热传导的阻滞会造成一定的温差损失，热泵的换热器换热面积越大，温差损失越小。在选用热泵时考虑到温差损失，应选取比实际需求略大温升的热泵机组。

热泵的特性除上述与离心水泵相似之处外，也有些不一样之处：一是离心水泵的电耗只与进出口压差（扬程）成正比例关系，而与进口或出口的实际压力关系不大。热泵则不但与温升成正比例，还与冷热物体的具体温度有一定的关系，冷热物体的具体温度在某些特定的情况下对电耗的影响甚至超过了温升变化对电耗的影响幅度；二是离心水

泵输送的是看得见摸得着的水，而热泵输送的则是看不到经常也是摸不着的能量，这也是为什么很多人对热泵技术不能完全理解的主要障碍。热泵输送的能量虽然看不见摸不着，但是可以感觉和检测出来，所以并不影响它的推广应用；再有一个不同之处是热泵工作时需要导热剂，热泵的电耗还与采用何种导热剂有直接的关系。

2、热泵节能原理

热泵节能的道理是将无用或低经济价值的低温低品位能量，通过热泵输入到更高温的物体中，从而替代或减少使用有价值或高价值高温高品位能源，以达到节能的目的。

可以借用空调器的制热（冷）性能系数 COP 来评价热泵系统，称为热泵能效比，表示热泵单位功率下的能量推送量。

计算公式如下：

$$\text{COP} = Q_h \div W$$

其中 Q_h 指热泵在单位时间内的能量推送量，单位 KW， W 表示单位时间内空调器所消耗的功率，单位也是 KW。

显然，热泵的能效比 COP 越大，推送相同能量时热泵机组自身的电耗越低，使用热泵的节能效果就越好，经济性越高。

最常用的热泵是有几十年历史而且已经进入千家万户的空调机，空调机运行时将能量从温度较低的室内输送到温度较高的室外，从而实现室内维持在较低温度的凉爽状态。

通过空调这个常例热泵，理解了其工作原理再上升到理解热泵工作原理，将大大拓宽热泵使用范围，并反过来推动空调技术进步。现如今的空调由单冷进步到冷暖（空调制热相当于把能量从低温室外推送到高温室内），由冷暖进步到空气能热水器和制冷与供热水一体机，实际上已经把单纯的空调朝向热泵机组转变。相信不久的将来，居民生活用空调一定是整个小区的冷暖浴一体中央空调（热泵机组）：即夏季由于制冷从居民家中推送出来的能量不是直接散入大气中，而是推送到冷水中用于产生可供洗浴用的热水；在冬季时则将空气中的能量推送到热风给居民采暖，或者推送到冷水中加热成热水供给居民洗浴使用。

热泵节能技术在工业上有很广阔的应用空间。我们知道，常温的原料进入车间，加工生产得到常温的产品，很多产品的生产过程并不需要能量或者说需要能量很小，但为什么我们的生产线还要消耗大量的外来蒸汽作为能源呢？其实是为了满足生产各工序

的温度要求，虽然我们已经做了大量的废热回收工作，我们仍然需要不停地往生产线充填能量，而充填的这些能量不是进入到了产品中，而是通过冷却塔或尾风尾气又将这些能量无休止地排入了大气中。热泵技术为我们的工业生产提供了这样一种可能：将工业生产中“使用新鲜能源同时冷却塔和尾气又不停排放能量”的模式，转变为“各个生产环节能源全部循环利用，生产线完全不使用外来蒸汽，同时取消冷却塔的，尾风降到常温”的新模式。这样我们势必获得经济效益和环境友好双丰收。

按照我们传统的习惯和理念，温度低于 50~60℃的水蒸气叫做“废汽”而被循环冷却水抽凝，温度低于 50~60℃的携能被称为“废热”而被冷却排放。有了热泵概念后，把 50~60℃的“废汽”“废热”中蕴含的巨大能量通过热泵推送到高于废能源温度的用能点，很有可能带来不可思议的节能效果。

笔者曾经在山东禹城利用热泵把需要从 60℃冷却到 45℃的物料中的能量推送到干燥用风的加热中，成功将新鲜空气加热到 70℃，物料的冷却不再使用冷却水同时干燥风也没有使用生蒸汽加热，实现了双向节能。笔者的一个朋友专门生产低温升的热泵用于印刷行业的节能，将印刷机排温 65℃尾气中的废热推送到新鲜风中获得 62℃热风再电加热到 70℃使用，虽然并非逆温差推动能量，但无需投资庞大的风风换热器实现了节能，热泵能效比达到了惊人的 50 倍。

随着热泵技术的推广应用，很多现在大量使用蒸汽的生产线将实现无需配套锅炉和外来蒸汽，也无需配套 30℃循环冷却水或冷却塔。

目前热泵的技术水平，当其低温蒸发温度高于 50℃时，完全可以采用水作为导热剂；当热泵的低温蒸发温度低于 50℃时，还需采用氟里昂作为导热剂。随着热泵制造技术的进步，特别是气体（蒸汽）压缩机密封技术的提升，相信总有一天所有的热泵都可以采用水作为导热剂，而不再使用氟里昂。

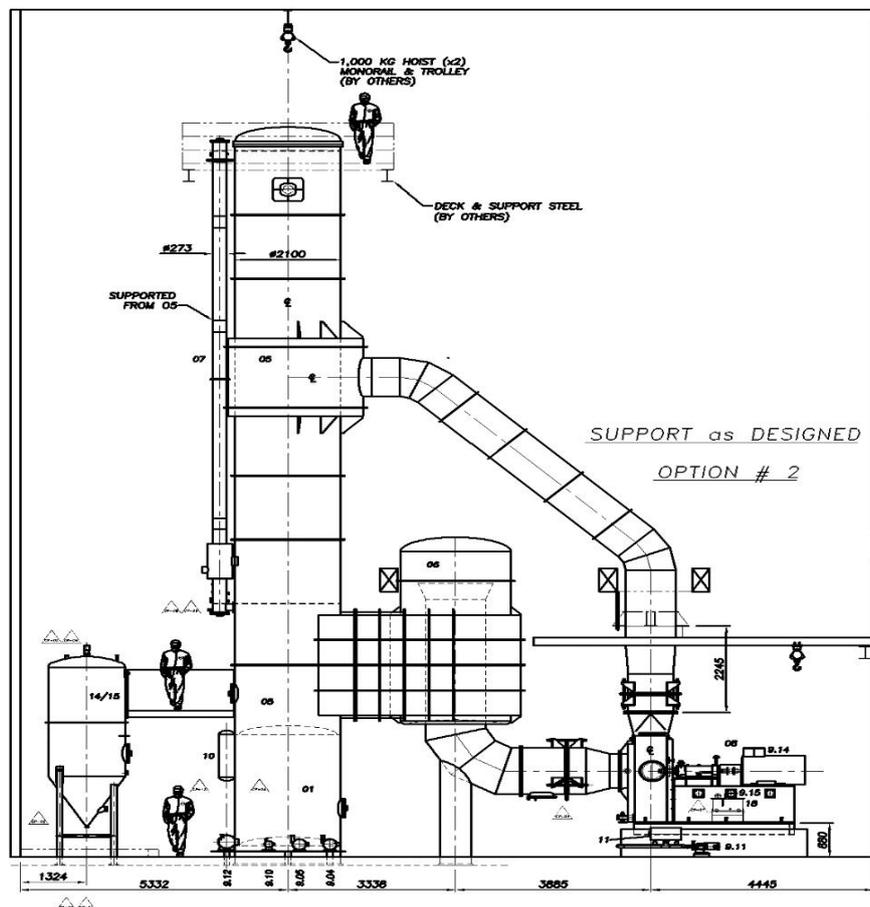
3、热泵特例之 MVR 蒸发器

热泵的一个特例就是当前比较热门的节能蒸发设备：MVR 蒸发器。其作为热泵的一个特例是因为它直接使用蒸发器连续产生的二次水蒸汽作为导热剂，导热剂经压缩冷凝后直接排出而不回流到低温蒸发吸热器中，所以可以将低温蒸发吸热器的换热器与高温冷凝放热器的换热器合并成一台换热器，并且借用蒸发设备的加热器来兼作这台合并后的换热器。这样 MVR 蒸发器就相当于一个“以水作为导热剂、由蒸发器的换热器兼作低温蒸发吸热器与高温冷凝放热器共同合并使用的换热器”的热泵机组。蒸发器蒸发过程本身并不消耗能量，加热蒸汽在使物料蒸发出二次蒸汽后，其中大量的能量即通过自然传导进入二次蒸汽中。普通的蒸发器由于无法再利用二次蒸汽中的能量（潜热），

而被迫向加热室连续补入外来蒸汽作为维持蒸发运行的能源。MVR 蒸发器由于形成了一个热泵系统,则可以将二次蒸汽中的能量输送回到蒸发器中作为物料蒸发出二次蒸汽所需能源,从而无需再添加外来蒸汽即可维持蒸发的连续运行。这就是 MVR 蒸发器为什么节能,为什么不消耗外来蒸汽的根本道理。

MVR 蒸发器是指机械式蒸汽压缩循环蒸发器,是国际上二十世纪九十年代末开发出来的新型高效节能蒸发设备。其工作原理是蒸发器产生的二次蒸汽经蒸汽压缩机压缩后,温度提升 6~9℃,返回用于蒸发器的加热热源,替代去绝大部分的生蒸汽,生蒸汽仅用于补充热损失和补充进出料温差所需热焓,从而大幅度减低蒸发器的生蒸汽消耗,达到节能的目的。

典型 MVR 蒸发器的工作原理图:



MVR 蒸发器的蒸汽消耗非常低,蒸发吨水耗汽量约 0.02 吨汽 (20Kg 汽,主要用于密封压缩机), 远比五效降膜最低汽耗 0.23 吨要低约 0.21 吨。

MVR 的电能消耗是用来提升二次蒸汽的品位,通过压缩升温将本来已经没有使用价值的废弃二次蒸汽变得可以再利用,而不是将电能作为驱动蒸发的能源,也不是用电来加热蒸汽。



MVR 蒸发机组

MVR 蒸发器的循环冷却水的消耗量非常低。30℃循环冷却水循环量<2 吨/蒸发吨水。

MVR 蒸发器的电耗相对较高，蒸汽压缩机的装机功率约为 20KW/T 蒸发量/h，由于蒸汽压缩机电耗较大导致蒸发每吨水的电耗比五效降膜蒸发器高 16~20 度。

0.21 吨蒸汽能量折标煤约 22.0Kg，18 度电折标煤约 5.2Kg，用 MVR 蒸发器替代五效降膜蒸发器，蒸发每吨水可节约 16.8Kg 标煤，节煤率高达 76%。

在当今能源价格上涨造成蒸汽价格上升的前提下，MVR 蒸发器的推广应用变得越来越合算。

MVR 蒸发器的造价较高，造价高的主要原因在蒸汽压缩机。MVR 蒸发一般选用温升 8℃左右的蒸汽压缩机(若采用更高温升，蒸发器造价可以下降但电耗会快速增加，需从经济上核算后决策)，低于五效降膜蒸发器每效的传热温差，所以 MVR 蒸发器的传热面积约为五效降膜蒸发器总换热面积的 1.5~1.8 倍，较高的换热面积造成 MVR 蒸发器扣除蒸汽压缩机造价后仍然比带五效降膜蒸发器高 30~50%。不过采用 MVR 蒸发器后，是可以同时节省锅炉房投资和 30℃循环冷却水投资，所以对自产蒸汽的企业，MVR 蒸发器的投资与五效降膜蒸发器的投资相差不大。

MVR 的密封采用多道碳环密封，无论进口还是国产都无法做到零泄漏，蒸汽密封是指添加微量蒸汽以替代空气漏向 MVR，因为蒸汽漏入 MVR 后既不影响压缩机的运

行性能，又不影响蒸发器的真空度。

饱和蒸汽的密度随着温度的升高而增大（82℃蒸汽比重 0.31Kg/m³ 约为空气的 1/4），所以 MVR 的进口温度对 MVR 的造价影响很大，而且蒸发温度的提高对于减少蒸发浓缩造价和减少 MVR 电耗都会有些帮助。所以对于非热敏性物料的蒸发浓缩，选择 MVR 时可以采用更高的入口温度，甚至可以采用常压 100℃或正压来蒸发浓缩。但对于热敏性物料，则建议采用较低的蒸发浓缩温度，一般在 50~70℃之间选取。

按照 60℃下每小时蒸发 1 吨水消耗 18 度电来计算 MVR 蒸发器的能效比，蒸发 1 吨水推送的能量相当于 1 吨 60℃饱和蒸汽的相变冷凝热，其数值约为 654KWh， $COP=654 \div 18=36.3$ ，其热泵能效比还是相当的大。

4、热泵心脏之气体压缩机

随着热泵技术的推广应用，热泵机组高效节汽节能的潜力越来越获得大众的认可和重视。作为热泵机组的心脏设备，气体压缩机也逐步进入了人们的视野。热泵机组使用的气体压缩机又叫蒸汽泵，因其吸入的气体是导热介质的饱和蒸汽；其又俗称雪头，因最早的热泵机组是用于冰机制冷。当热泵机组采用水作为导热剂时，其压缩机则称为（水）蒸汽压缩机。氟利昂蒸汽压缩机和水蒸汽压缩机的种类与工作原理极为类似。本文重点介绍水蒸汽压缩机，更利于读者了解热泵压缩机相关知识。通常我们讲的蒸汽压缩机就是指水蒸汽压缩机的简称，主要用于驱动蒸发系统，是当前热门节能设备。蒸汽压缩机全称“机械式二次蒸汽循环压缩机”，英文名“Mechanical Vapor Recompressor”，英文简称 MVR。

（水）蒸汽属于气体，所以 MVR 也属于气体压缩机，具备气体压缩机的共性。气体压缩机按压缩介质的不同，还有空气压缩机、氧气压缩机、氮气压缩机、氢气压缩机等等，不同的压缩机除了具有气体压缩机的共性外，又有自己的个性，MVR 也有自己的个性。

气体压缩机最常用的是空气压缩机，大家最了解和最熟悉的也是空气压缩机，以至于很多人一讨论到气体压缩机，总是拿空气压缩机的理论去理解，有时就会得出错误的结论。

气体压缩的目的有作为（气动设备）动力源、（轮胎）增压、（增加浓度）加快反应速度、压凝（变成液体）和减少体积（便于贮存）等等。MVR 压缩蒸汽则是一个全新的目的：建立蒸发浓缩的能量循环使用热泵系统以达到节能的目的。

气体压缩机的主要共性有：气体被压缩后体积缩小、温度升高和焓值提高（机械能转化而致）等。不管什么型式的压缩机，在让气体压缩的过程都需消耗机械能。

几乎所有气体压缩机在额定工况下都是接近等比压缩，即气体压缩前后的体积比例接近一个常数，或气体压缩前后的压力（绝对压力）比例接近一个常数。压缩机的体积压缩比是指压缩前体积流量除以压缩后的体积流量；压缩机的压力压缩比则是指压缩后绝对压力除以压缩前的绝对压力。由于气体被压缩后温度升高，所以一台压缩机的体积压缩比与压力压缩比略有差别，我们一般讲压缩机的压比都是指体积压缩比。但对于 MVR 来说，其体积压缩比与压力压缩比一般相差不大。当气体压缩机的进口压力恒定不变时，比如进口为常压空气的空气压缩机，等比压缩就等同等压压缩，但如果用等压压缩理论推导出罗茨压缩机“可将 60℃ 水蒸汽压缩到 105℃”，“可将 80℃ 水蒸汽压缩到 111℃”和“可将 100℃ 水蒸汽压缩到 120℃”是错误的，罗茨风机的压缩比在 2 左右，可以将 100℃ 水蒸汽压缩到 120℃，或将 60℃ 水蒸汽压缩到 76℃。

气体被压缩后温度的上升量我们称之为压缩温升。一般气体压缩机的压缩温升都不会成为像 MVR 这样重要的关注因素，因为 MVR 的压缩温升是建立蒸发浓缩的能量循环热泵系统最重要的驱动力，也就是传热温差。但是，由于机械能的转化，饱和蒸汽通过 MVR 压缩后得到的被压缩蒸汽是过热蒸汽，其过热度是与压缩机的压缩比成正比例的。我们都知道，过热蒸汽的热焓中，其潜热是主要部分，显热与潜热相比微不足道。虽然 MVR 压缩后的蒸汽过热对蒸发浓缩传热效率的影响不是很大，但是蒸汽的过热对我们评判 MVR 和蒸发浓缩设备的工作效率和状况却会带来极大的误导。所以我们 MVR 制造和应用行业形成了一个共识，评判 MVR 的压缩温升时不用温度计实际测量的温度，而是用压力计测压缩机进出口的压力，根据压力查对应的水蒸气饱和温度，饱和温度之差才作为 MVR 的压缩温升。这一点很重要，如果你用温度计实测的进出口温差来衡量 MVR，你会得出不可思议的错误结论。

气体压缩机运行时消耗的机械能与被压缩气体的质量流量和压缩机压差成正比例关系，但非线性比例。压缩机的工作效率随被压缩气体比重、体积流量、压力等许多工况的变动而波动，所以消耗的机械能与流量和压缩机压差的比例线性很不好，比例值一直在波动。MVR 也是这样，但在某一个范围内，这种比例值的波动很小，我们可以把它看成是线性的正比例关系，以便于快速估算。比如，入口温度在 55℃~80℃ 的 MVR，其电耗 (KWh) 可以按压缩量 (吨) × 压缩温升 (℃) × 2.5 来估算，这样我们很容易估算出一台 5T/h 压缩温升为 12℃ 的 MVR 的电耗约为 150 度/h。知道这个关系对你为蒸发浓缩设备选配 MVR 很有指导意义，蒸发浓缩设备每小时蒸发 1 吨水所需的传热面积 (平米) 一般可以按 $600 \div \text{有效传热温差} (\text{℃})$ (等于实际传热温差减去溶液的沸点升高) 来估算，这样您就很容易核算出您应该选用压缩温升为多少的 MVR 来配套您的蒸发浓缩系统。

MVR 不同于其它气体压缩机 (以空气压缩机为参照) 的主要特点有三个，一是

MVR 大部分场合入口是负压，而空气泄漏会对传热效率造成影响，所以对压缩机的密封要求高，目前效果最好的是多道炭环密封加蒸汽密封；二是 MVR 负压必须按 -0.95Bar 或绝对负压设计，要求外壳必须能耐这个负压；三是因为蒸汽密度小（入口温度 55°C 蒸汽比重为 $0.10\text{Kg}/\text{m}^3$ ，约为空气的 $1/13$ ），所以相对体积流量大（入口温度 55°C 时，1 吨蒸汽的体积约为 $10,000\text{m}^3$ ）。

气体压缩机主要有活塞式压缩机、螺杆压缩机、罗茨压缩机和离心式压缩机等几种型式。理论上所有型式的压缩机都可以作为 MVR 来使用，但实际上现在工业用 MVR 中，离心式占了绝大部分，剩余部分以罗茨式为主。各种压缩机的单级常规机型中，活塞式的压缩比最高，依次为螺杆式、罗茨式，离心式最小；而压缩的体积流量则正好相反，离心式最大。作为 MVR 使用时，活塞式虽然压缩比高，估计其噪音就足以让人止步；螺杆式则造价昂贵；罗茨式在流量较小（小于 $10000\text{m}^3/\text{h}$ ，相当于 55°C 饱和蒸汽 $1\text{吨}/\text{h}$ ）时有一定的优势，流量更大时则造价和重量都会变得很惊人。



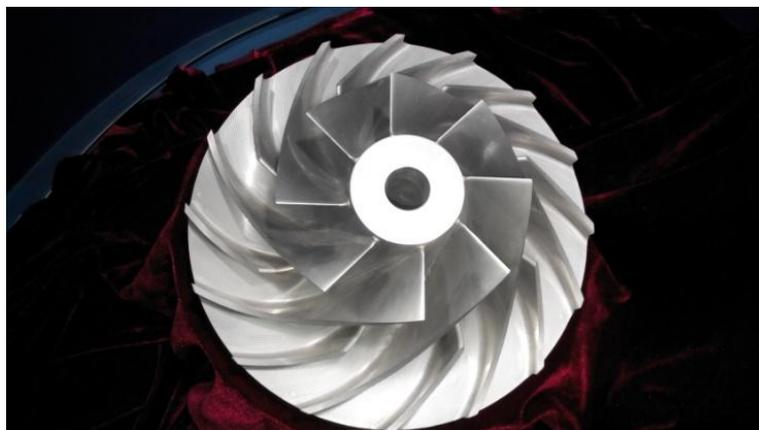
钛合金三元流叶轮离心式 MVR

随着 MVR 的扩展应用，比如用于淀粉糖和蔗糖真空蒸发结晶（俗称煮糖）的 MVR，或者用于将四效普通蒸发器改成四效 MVR 蒸发器（末效汁汽直接压缩回头效加热室）用的 MVR，这些场合都要求有更高压缩温升的 MVR。

单级三元流叶轮离心压缩机受制于钛合金材料强度的限制，压缩温升很难超过 25°C ，但我们可以采用两级或多级串联的方式来解决这个问题，两级压缩可以让两台串联使用，也可以采用一台电机驱动双头升速器的办法将两级压缩做成单台设备。更有企业采用双头高速电机来驱动两级压缩机，结构更加精巧。采用两级三元流叶轮离心压缩，压缩比可以达到 6.0，相当于可以从 60°C 压缩到 105°C ，压缩温升 45°C ，完全可以满足煮糖和四效蒸发器 MVR 改造使用。高温升压缩机虽然压缩同等质量蒸汽电耗相对较高，但其替代的是单效煮糖，或改造四效蒸发获得 4 倍蒸发量，经济价值还是非

常可观的。

相信很快，MVR 煮糖会替代蒸汽煮糖，就像 MVR 蒸发器替代普通多效蒸发器一样。



钛合金三元流叶轮



钛合金三元流叶轮离心式两级 MVR

七、工业节能之生物工程发酵节能

1、微生物发酵搅拌节能

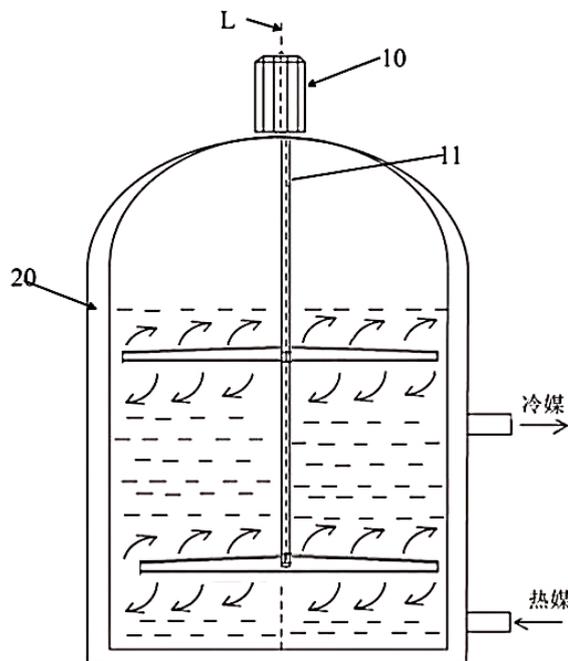
大部分生物发酵企业，其发酵罐搅拌的耗电位居发酵能耗第一。虽然有的发酵企业采用了气升式发酵罐，看似取消了搅拌，实际上其因搅拌取消而增加通风量带来的能耗增加并不比搅拌能耗低。发酵搅拌要节能，最关键还是要通过提高搅拌效率降低电机功率来减少电耗。

生物技术类专业毕业的工程师，都知道发酵料溶氧含量是发酵成功的关键，而溶氧

的提升搅拌是关键。现有的发酵罐搅拌依靠搅拌桨叶的强力剪切作用，使发酵液获得足够的溶氧含量。搅拌的功率配备都普遍较高，在发酵料粘度 100 厘泊以下仍然每 m³ 发酵料需要搅拌装机功率约 1 个千瓦。

高搅拌装机功率的确实实现了生物发酵过程的平稳运行，但其较高的能耗造成生物发酵被列为高能耗行业，在当今节能减排的大环境下，很多发酵企业都因此而烦恼。

要想改进搅拌提高效率，先要分析普遍使用的搅拌能源浪费在哪里。当前绝大多数企业的发酵罐搅拌，都是中心安装的立式搅拌，其最大浪费在于搅拌轴周边的剪切烈度远小于桨叶外沿周边的剪切烈度。从整个发酵罐横截面看，搅拌烈度由中心向外快速增强，不同位置差别巨大。要想整个横截面都达到强度要求，只能增加转速整体加大搅拌强度，这样必然导致桨叶外沿周边的过度搅拌形成较大浪费，发酵搅拌的浪费主要就在这。另外，中心安装的立式搅拌，快速旋转过程带动发酵料也高速旋转，可是旋转过程消耗了很多能量却无法获得横截面内外之间的强烈交互混合。为了解决这个内外交互混合，通常的做法是在发酵罐内加设导流竖板。导流竖板解决了内外交互混合，可是另外一个问题出现了，波涛汹涌的海浪拍在沙滩上，多少能量都会被吸收的无影无踪。导流板实际上也是一个低能效装置，浪费大量的能量。

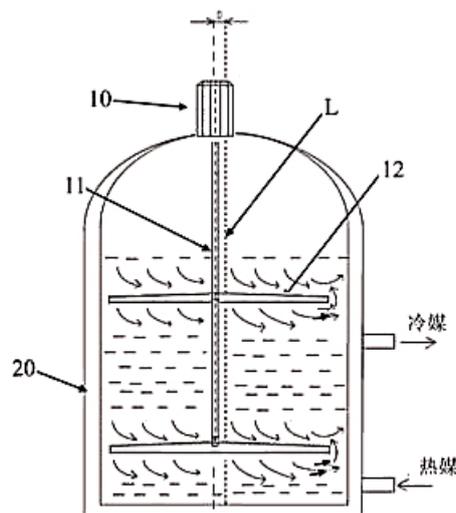


工业上已经大量采用偏心螺旋桨搅拌器，其节能的道理就是让绝大部分搅拌的动力都消耗在物料的混合或防止沉降分层上，物料旋转只是消耗小部分的动力，从而在保证达到同样搅拌效果与目的的情况下减少总动力消耗，达到节能的目的。

搅拌偏心安装配合螺旋推动桨的桨叶，可以让槽罐内横截面内外和不同高度部位物料之间的对流混合都得以大幅增强。偏心螺旋桨搅拌器运行时，物料被搅拌成如滔滔江水中的漩涡状，搅拌效率大幅度提高，在获得同等搅拌效果与目的的情况下，可以配备更小的电机，消耗更少的动力。实践证明，偏心螺旋桨搅拌器可以节能 70~80%，节能效果非常之好。

能否把工业上已经成熟应用的偏心螺旋桨搅拌器应用到发酵罐上来，行业里很多工程技术人员动过这个念头，但大部分人考虑到其桨叶无法对发酵液里的空气实现高速剪切而放弃。没有放弃的工程师开头直接把普通偏心螺旋桨搅拌安装到发酵罐，结果很自然失败了，因为普通螺旋桨叶对气泡的剪切作用非常差。

但在试验过程中，工程师发现了一个现象，发酵料在有较好混流的错流层部位，气泡会被搓散得很细很均匀。于是，工程师对搅拌的螺旋推进桨叶进行了针对性改进，让整个发酵料在搅拌混合时能够从下到上产生多个错流层。实验证明，多个错流层完全可以将气泡充分搓散，其增加溶氧的能力一点不亚于常规高强度剪切搅拌，功率消耗却得到了大幅度降低，发酵过程也很稳定，在同等通风条件下，发酵产率、转化率、产物浓度都不受影响。于是，特殊型式的搓泡式发酵罐专用偏心螺旋桨推进式搅拌器就被发明出来，简称搓泡式发酵搅拌器。



通过赤藓糖醇发酵装料量 30m³ 中试和 300 m³ 大试，都取得了成功，现正在向其它发酵产品推广。搓泡式发酵搅拌器，在发酵料粘度 100 厘泊以下每 m³ 发酵料搅拌装机功率仅 0.3KW，仅通常搅拌装机功率的三分之一即可在不增加通风的情况下达到同等发酵效果。这么高的节能率，尤其是长期从事发酵生产的技术人员难以相信和理解，不过随着推广带来的节能奇迹，一定会深受发酵企业喜爱。在搓泡式发酵搅拌器的

运行中，还发现一个意外的惊喜，就是消泡剂的使用量可以减少约一半。工程师分析，有可能常规搅拌过度搅拌的区域，是产生泡沫的主要来源。

搓泡式发酵搅拌器，因为能源利用非常高效，所以不能装配在采用内置列管换热器的发酵罐中，因为列管换热器相当于挡板，会严重影响搓泡效果。对于 500 m³ 装料量以上大型发酵罐，盘管式换热很难布下足够换热面积，则可以采用两圈内置盘管外加外壁半管的型式增加换热面积。发酵罐搅拌轴上部设置的消泡桨，宜采用平置板加强筋而不宜采用立板加强筋，以避免泡沫触及加强筋板时产生较大的阻力。消泡桨的位置越高越好，最好是装在高于直筒体的上封头内，可以减少消泡剂的使用。

还有不少企业在推荐搅拌器配置永磁电机，永磁电机由于减少了励磁电机励磁的消耗，产生同样驱动功率可以节电约 5~8%。永磁电机当前价格还是相对高昂，随着其使用量的增加，价格会逐渐亲民，搓泡式发酵搅拌器如果配置永磁电机，节能效果将会更加接近极限。

2、微生物发酵通风节能

发酵通风的耗电占发酵企业总耗电的比例也很大，所以发酵通风的节能也很重要。发酵通风节能主要包括两方面，降低风量和降低风阻。

不同的品种，发酵时需要的通风量不一样，我们一般用每立方发酵料每分钟的折标立通风量来表示发酵通风量，单位是 vvm。每个发酵品种的最佳通风量数据均来源于实践摸索，看似没有节能空间。实际上如能更深入的研究，不同发酵阶段其对通风的需求是不一致的，如果我们能掌握不同阶段分别的最佳通风量，我们就可以通过计算机程序来自动控制不同阶段的溶氧，实现对通风的高效利用，就能节约大量的通风负荷。研究的方法也很简单，只要在不同发酵阶段调整通风量做对照试验就可以了。笔者的经验，做过通风优化的企业，其通风量的节约量至少在 20%左右。

另外，发酵罐的高度也影响通风量，发酵罐越高，罐内装料的料层高度也越高，同样的通风 vvm 下，通过料层单位横截面的风量就越大，更低的 vvm 就可以保障溶氧。相当于同样数量的空气流经料层的高度加大，空气中氧气的利用更充分，大部分企业发酵对空气中氧气的消耗量都不到 50%，所以不用担心加高发酵罐后会造成上部发酵料的缺氧。罐内装料的料层高度越高，风穿过料层的风阻也越高，但因为料层风阻只占整个通风风压的一半左右，所以加高发酵罐高度减少通风量总体还是节能的，相当于分配给料层风阻的风压百分比加大了。一般建议，装料量大于 100 m³，发酵罐筒体高度以达到 12m 为宜；装料量大于 150 m³，发酵罐筒体高度以达到 13.5m 为宜；装料量大于 200 m³，发酵罐筒体高度以达到 15.0m 为宜。



发酵通风量确定后，降低空压机排口压力也是节能的关键。空压机的排口压力主要消耗在五方面：管损、除湿压降、除菌过滤降压、料层压损和尾压维持。压缩空气主管道和进罐管道按照 $\leq 12\text{m/s}$ 流速设计，整个发酵罐进气管道损可以 $<0.04\text{Bar}$ ；除湿压降一般会 $<0.01\text{Bar}$ ；确定除菌过滤器型号时按照压降 $<0.05\text{Bar}$ 来选型；发酵进气调节阀的管损可按 0.25Bar 考虑。这样实际运行下来压缩空气进气总管损可以 $<0.35\text{Bar}$ 。料层的压损基本等于发酵罐筒体高度的米数除以 13，筒体高度 15m 的发酵罐其压损约为 1.15Bar 。发酵罐顶部的尾压，其对增加溶氧的好处，由表压 0Bar 增加到 0.1Bar ，约增加溶氧 $(1.1 - 1.0) / 1 \times 100\% = 10\%$ （绝对压力之比）；由表压 0.1Bar 增加到 0.2Bar ，约增加溶氧 9%；由表压 0.2Bar 增加到 0.3Bar ，约增加溶氧 8%。尾压继续升高，对溶氧的递增效果越来越不明显。尾压由 0Bar 开始调增时，其因增加了溶氧而相应降低了对通风量的需求，调增压力带来的空压机能耗上升完全能由降低风量带来的空压机能耗下降所抵消甚至还有盈余；但当尾压达到 0.8Bar 以后，继续调升尾压带来的空压机能耗上升就难于由降低风量带来的空压机能耗下降所抵消了。笔者总结的经验，发酵尾压的最佳值在 $0.5 \sim 0.8\text{Bar}$ 表压。综上所述，空压机排口压力的确定，对于筒体高度 15m 的发酵罐，进气总管损 0.35Bar +料层压损 1.15Bar +尾压 $0.7\text{Bar} = 2.20\text{Bar}$ ，选择排口压力 $2.1 \sim 2.3\text{Bar}$ 的空压机是比较合适的；对于筒体高度 12m 的发酵罐，进气总管损 0.35Bar +料层压损 0.92Bar +尾压 $0.7\text{Bar} = 1.97\text{Bar}$ ，选择排口压力 $1.9 \sim 2.1\text{Bar}$ 的空压机是比较合适的，也可以再往下选一点，选择排口压力 1.8Bar ，就可以采用单级压缩的空压机了。

发酵罐排气管道，由于有足够的尾压来克服管损，就可以按照 $\leq 26\text{m/s}$ 的相对较高流速来确定管道口径，而不会造成能源浪费。压缩空气管道上的三通分支部位，如能采用空气顺流斜插的非标三通，不但可以减少管损，还可以降低空气流动时的噪音。

压缩空气冷却除湿时，冷却到 $23 \sim 25^\circ\text{C}$ 再加热回温到 $43 \sim 45^\circ\text{C}$ ，相对湿度会 $<25\%$ ，就可以保障其足够干燥。冷干除湿时可以先使用循环冷却水预冷，再用 15°C 冰水冷却，回温加热可以采用循环水载热从空压机排口处取热，这样的压缩空气除湿系统会非常节能。对于东北地区等最高空气湿球温度 $<24^\circ\text{C}$ 的企业，由于空气常年相对干燥，压缩空气除湿也可以考虑取消冰水冷却，而是只采用冷却塔循环冷却水冷却到 33°C 以下，再加热回温到 $55 \sim 56^\circ\text{C}$ ，相对湿度会 $<35\%$ ，也可以满足酵母类等相对不易染菌的发酵需求。

3、微生物发酵消毒灭菌节能

发酵灭菌过程能源消耗主要是消耗蒸汽，包括实消、连消、空消以及碱煮都需消耗蒸汽。



实消灭菌需要把发酵料加热到 120℃左右,300 立方装料量每升温 1℃就需要蒸汽约 550Kg, 接近 100℃的升温会消耗大量的蒸汽。实消灭菌的最好节能方式就是改成连消灭菌,大部分企业都把主发酵改成了连消,也有不少发酵企业把主发酵上一级种子罐料也改成了连消。但也还有一些发酵企业主发酵仍然采用实消,特别是抗生素行业,有的是因为采用淀粉乳为原料,淀粉乳经液化获得的液化液进入发酵罐前温度就达到了 90℃左右,认为采用连消节约不了多少蒸汽;有的是因为发酵料的粘度较大,换热器容易粘壁堵塞,不容易实现顺利连消。对于前一种,可以在液化过程采用闪蒸逆流换热来大幅减少液化耗汽同时将液化液温度降到 60℃,60℃液化液再连消灭菌,这样液化和灭菌两头都大量节省蒸汽,节能效果就很明显了;后一种情况,可以采用长管程多级列管换热器,通过循环逆流流经壳程的水作为携热载体,实现连消前后物料之间的充分换热,也就可以顺利实现连消灭菌了。

连消灭菌替代实消本来是实现灭菌高效节能的好方法,但是很多企业的连消系统设计得并不合理,导致节能效果大打折扣。连消节能的原理是,发酵料通过连续升温到约 120℃维持一段时间完成灭菌,在升温过程中,先通过料料换热用灭菌后约 120℃物料来预热灭菌前物料,再通过直接蒸汽喷射将预热后物料加热到约 120℃。预热过程获得了多少热量,就相当于连消系统节约了多少热量;直接蒸汽喷射补加热了多少℃,连消出料温度也就基本比连消入料温度高多少度。很多技术人员受限于顺流换热的经验,认为冷热物料互相换热,换热的极限是冷料出料温度上升到无限接近热料出料温度而不可能超过热料出料温度。实际上,采用逆流换热,换热的极限是冷料出料温度上升到无限接近热料进料温度,而远高于热料出料温度。

笔者给吉林松原发酵工厂设计的连消系统,约 35℃的发酵料通过料料换热后就被预热到了约 114℃,直接蒸汽喷射补温约 6℃,连消后发酵料温度约 41℃去发酵罐正好,连消系统耗汽非常少,150m³/h 发酵料连消耗汽只需约 1.7T/h。蒸汽喷射补温 6℃的连消系统,耗汽只有蒸汽喷射补温 30℃连消系统的五分之一,所以对于很多蒸汽喷射补温几十℃的连消系统,一定要知道差距,积极对其料料换热装置进行改进以实现充分节能。

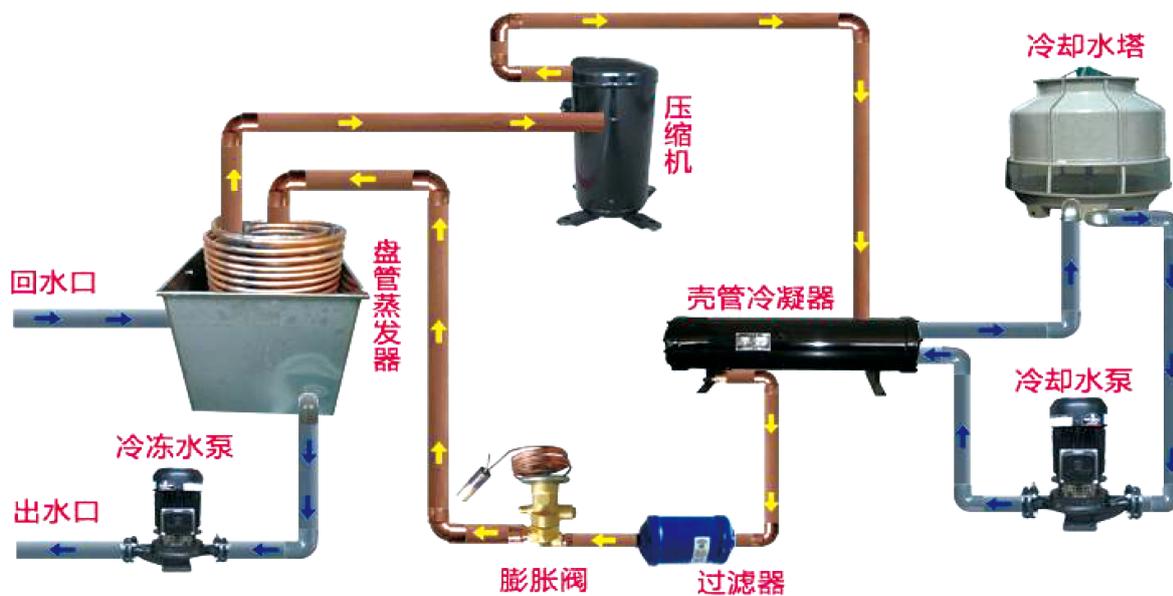
发酵罐的空消节能主要有两点,一是排汽小辫子阀的口径非常重要,因为整个空消灭菌过程,小辫子阀是一直打开连续排放蒸汽的;另一个是发酵罐的保温也能节能。目前市场上容易买到的最小口径自动小辫子阀是 DN10 小辫子蒸汽隔膜阀,所以我们使用时还会把其出汽口夹扁以节能,很希望阀门厂家能够开发 DN6 小辫子蒸汽自动隔膜阀;很多企业的发酵罐没有保温,实际上,发酵罐由于外表面积大,空消时散发的热量还是蛮大的。给发酵罐保温,节能的收益很容易超过投入,而且还可以防止烫伤。当然,发酵罐的保温层不需要很厚,50mm 后就足够了。

很多发酵企业，发酵罐空消前需要用 80℃热碱来碱煮。300 立方碱液每升温 1℃就需要蒸汽约 550Kg，所以发酵罐保温和热碱中转贮罐保温可以减少热碱的蒸汽升温而节能。

4、超高能效比冰机系统

长城以南很多 32℃以下发酵的生物科技企业，需要配置冰水系统来维持夏季的正常生产。大部分这类企业配套的氟利昂压缩制冷电冰机的运行制冷能效比约为 6.0~7.0，相当于 5℃温差制水量 1000T/h 冰机装机功率 1000~1100KW。

水冷式冷水机原理图 Water cooled chiller Working Principle Diagram



那么，能不能将冰机的制冷能效比大幅度提升呢？可能大部分技术人员认为不可能，究竟冰机技术已经非常成熟并在工业上大量应用。实际上，我们在本文的上一章详细探讨了热泵技术的基础理论，“在输送同等数量的能量时，热泵的电耗与逆温差输送温升成正比例”，依照热泵的这个特点，我们从冰水使用端和冰机用冷却水端两头来优化参数，降低热泵的逆温差输送温升。

首先，在最高湿球温度（湿球温度概念本文第十二章会详细探讨）为 28℃的浙江

衢州，发酵罐需要把物料冷却到 32℃ 以下，在冷却塔循环水出水温度能满足时直接使用冷却塔循环水来冷却，当其出水温度不能满足要求时采用冰水机制得的循环冰水来冷却。我们计算发酵罐冷却盘管换热面积时，基于冰机投运的时段越短越好，可以选择发酵冷却水进水 27℃ 出水 31℃，这样冰机只需要在湿球温度高于 25℃（因选用驱动温差 2℃ 的冷却塔，只要湿球温度低于 25℃，循环冷却水就可以低于 27℃，下一章有介绍）的 6~8 月运行即可。这样我们订购冰机时选 27℃ 冰水机（冷水机）即可，而不是像大多数企业去选 15℃ 冰水机。

其次，冰机运行时本身需要循环冷却水带走热量，驱动温差 2℃ 的冷却塔在空气湿球温度 28℃ 下运行其出水温度也可以降到 30℃，所以冰机用冷却水的进水温度确定为 30℃，出水温度确定为 35℃，冷却塔最大循环水量在直接冷却发酵罐和切换到冷却冰机时基本一致。

这样，我们需要的冰机就相当于一台把热量从 31~27℃ 循环冰水中推送到 30~35℃ 循环冷却水中的热泵，泵送最大逆温差温升仅 8℃。这个冰机选型参数只要交给稍大一些的冰机制造商，都能给你一个能效比 13~14 的冰机方案，相较于我们当前大部分发酵企业使用的能效比 6~7 的冰机，能效比足足增加了一倍多。

浙江衢州夏天最闷热的时候，湿球温度高达 27~28℃，但一天中仍然会有三分之一以上时段湿球温度会低于 25℃，把冰水系统和循环冷却水系统设计成无痕切换模式（而不是冰机一旦开启就一直运行到冰机季节结束），冰机系统就可以每天歇个八九个小时（这个时段一般在一天中是连续的），相当于冰机运行的日综合能效比就可以提升到 20 以上了。

笔者所在公司正在攻关研发更先进的冰水和循环冷却水无痕切换系统，新系统针对湿球温度处于 25~28℃ 之间时冷却塔和冰机对 31℃ 冰水回水进行协同冷却降温，湿球温度越往 25℃ 靠，冷却塔承担的降温负荷比例越大；湿球温度越往 28℃ 靠，冰机承担的降温负荷比例越大。这个系统如研发成功，冰机运行的日综合能效比就可以轻松提升到 30 左右了，相当于 5℃ 温差制水量 1000T/h 冰机日平均电耗仅约 195 度/小时。从此以后，长城以南的发酵企业再无需因制冷成本高而搬到长城以北。

依靠热泵理论来指导冰机系统的量身定做，确实取得了不可思议的节能效果。其采取的技术手段实际上还是减少各环节的传热热阻：冷却塔出水温度与空气湿球温度之间的传热热阻，发酵料与循环冷却（冰）水之间的传热热阻，冰机中氟利昂导热剂（载热剂）蒸发吸热时与冰水之间的传热热阻以及氟利昂导热剂冷凝放热时与循环冷却水之间的传热热阻。

八、工业节能之循环冷却水系统节能

1、冷却塔降温的推动力

冷却塔在工业企业中使用非常广泛，它的功能是给循环冷却水降温以维持循环冷却水的持续不断供应，是循环冷却水系统的关键设备。冷却塔循环冷却水系统是一个非常成熟的系统，按理说只要正常开起来，里边的节能空间一定很有限。然而非也，从笔者的节能从业经验看，大部分企业的循环冷却水系统运行存在极大的浪费，属于节能行业的富矿。所以本文专门安排一章来讲解，通过本章的探讨，相信一定能让读者把自家的循环冷却水系统伺候好，这可是无本万利的大好事。

冷却塔的工作原理是通过冷却塔填料将入塔水充分均匀分布开来，再与经由塔顶风扇引流的干风充分逆流接触，接触过程部分水分蒸发并被风带走，蒸发的同时吸收热量使水降温。

冷却塔降温的推动力是水温与空气的湿球温度之差，温差越大，水分蒸发越快，降温也越快。当冷却塔水温降到与空气湿球温度一致时，推动力消失，水分不再蒸发，水温也不再下降。所以冷却塔降温的低温极限便是空气的湿球温度。当然，实际运行中，除非把冷却塔选得非常庞大，冷却塔的引风与水量的比例变得非常之大，冷却塔的出水温度才会低到无限接近于空气的湿球温度。冷却塔选型时，其标定的冷却水制水能力（制水量）是指冷却水出水温度 32°C 与空气湿球温度 28°C 之差为 4°C 情况下，制取温降为 5°C 循环冷却水的能力。比如 1000 吨塔型，如果制取温降为 8°C 循环冷却水的能力则约为 750 吨；如果在湿球温度 27°C 驱动温差为 5°C 时，制取温降为 5°C 循环冷却水的能力则增大到约 1150 吨，制取温降为 8°C 循环冷却水的能力约为 880 吨；如果在湿球温度 29°C 驱动温差为 3°C 时，制取温降为 5°C 循环冷却水的能力减到约 810 吨，制取温降为 8°C 循环冷却水的能力约为 610 吨。如果在湿球温度 30°C 驱动温差为 2°C 时，制取温降为 5°C 循环冷却水的能力减到约 600 吨，制取温降为 8°C 循环冷却水的能力约为 450 吨。所以驱动温差对冷却塔的冷却能力影响巨大，冷却水温降对冷却能力影响则较少，温降越大，冷却量会稍大一些。

所以选塔时我们不仅要选定冷却塔的出水温度与出水量，还应该选定冷却塔的进水温度和工作时空气的湿球温度，全部参数提供给冷却塔制造商才能准确地选配最合适的塔型。塔型是指特定工况下标定的制冷却水能力，实际的制水能力受气候变化波动很大。所以工程上生产线对冷却水的需求量与塔型完全是两回事，冷却水循环泵的流量与塔型也是基本不相干，循环泵流量只与冷量需求对应，塔型加大不会导致循环泵加大，相反可以让循环冷却水取用温差加大而降低循环泵流量。当然，相同工况下，一定是塔型越

大，制同样温度冷却水的能力越大。

用温度计实际测得的空气温度，叫做空气的干球温度。而湿球温度虽然单位也是℃，实际上却是反映空气相对湿度大小的一个数值，后续第十二章有进一步介绍。

每个地方的气候都不一样，而且气候的变化每时每刻都在发生，空气的湿球温度也是每时每刻都在随着气候变化而变化。我们在冷却塔选型时确定冷却塔的工作湿球温度，一般可以以当地的最高湿球温度作为数据，因为只要冷却塔在当地的最高湿球温度下工作都可以满足生产要求，那么也就可以全年生产无忧。

近几年，受极端高温天气影响，局部地区也偶发超过上表湿球温度的情况，但按照上表来考虑冷却塔选型，基本上是可行的。当环境空气湿球温度超过 35℃时，人会感到非常不舒适，空气湿球温度超过 38℃时，已经基本不适合人类生存了。

2、冷却塔出回水温度的确定

冷却塔出水温度与入塔回水温度的确定，需要在满足工艺的基础上权衡定夺，这个权衡过程比较复杂，一不小心，权衡的结果可能就不节能了，因为牵涉到塔造价、换热设备造价以及系统运行成本（冷却塔和循环泵电耗）。笔者通过多年的节能实践，总结了一个简单易行的权衡方法：假设工厂所在地最高湿球温度为 T_a ，工艺物料需要冷却到的最低温度为 T_b ，两者温差为 $\Delta T = T_b - T_a$ 。可以按照下表依据 ΔT 来确定冷却水的出水温度 t_1 与回水温度 t_2 ，可以获得比较理想的节能效果（单位℃）：

ΔT	≤ 6	7	8	9	10	11	12	≥ 13
t_1	$T_a + 2$	$T_a + 3$	$T_a + 4$					
t_2	$T_a + 6$	$T_a + 6$	$T_a + 7$	$T_a + 8$	$T_a + 9$	$T_a + 10$	$T_a + 11$	$T_a + 12$
$t_1 - T_a$	2	2	2	2	2	2	3	3
$t_2 - t_1$	4	4	5	6	7	8	8	8

当 $\Delta T \leq 6^\circ\text{C}$ 时，需要配备冰机制循环冰水来保障夏季气温最高时也能延续生产。这个表格解决了生物发酵行业决策是否需要配备冰机的难题，表格编制的根本出发点是冰机制冷来提供冷源代价最高，其次是提供循环流量的循环泵，而冷却塔型的加大其引



风扇增加的功率有限所以代价最小。所以能够不配冰机解决冷却问题就尽量不要配，即使配了也是投运的时段越短越好。当然，冷却塔选型时其驱动温差也不宜小于 2℃，小于 2℃冷却塔的造价和引风扇功率也会快速上升。

当企业对冷却水温有两种以上需求，而且量都比较大时，可以考虑配备两套或者多套循环冷却水系统来区别运行，也可以获得很好的节能效果。

3、冷却塔的智能调控运行

冷却塔本身的节能，主要是塔顶引风扇电机的节能。有两个手段，一个是加设变频器在 25~50HZ 之间（无需专门配备变频电机）调节按设计值设定的出水温度，另一个是在运行频率较低却仍然富余能力时调小风扇叶片角度。仅考虑塔自身的节能，这样调节就足够了。但考虑到整个循环冷却水系统的节能，则会把风扇叶片角度调到最大，同时把变频调节出水温度的设定值设定在较低的 10℃（继续降低在冬季会有结冰风险，且进一步节能的潜力变小）。设定较低的冷却塔出水温度，虽然塔顶风扇不能耗电最低，但可以最大限度地降低循环水量，循环泵因而节约电会远大于塔顶风扇多消耗的电。当然，要实现这个目的，循环泵的自动变频或自动启停调水压必不可少；各个冷却水用水点的用水量自动控制也必不可少，可通过调节水量来自动控制被冷却物料温度或真空度，也可调节水量来自动控制冷却水回水温度。

循环冷却水系统的节能理念要落到实处，循环水水质的保障也是关键因素。循环水在通过冷却塔冷却时不断的有水挥发随空气散到空中，冷却塔相当于循环水的一个蒸发浓缩设备，循环水在不断的低温蒸发浓缩。一个生产线在没有反应热时，循环水的蒸发量大体相当于一个企业的蒸汽消耗量，生物发酵企业的循环水蒸发量还需要加上因发酵放热带来的追加蒸发量。所以好的循环冷却水系统设计，应该设置冷却塔蒸发量测量装置，较好的方法是通过测定循环水流量和冷却塔进出水温度来自动计算而得。有了冷却塔的蒸发量测量值，我们就可以根据预设的循环水浓缩倍数来自动控制置换水的补加量。假设冷却塔的蒸发量为 X，浓缩倍数控制在 6 时，置换水补加量= $X+X/(6-1)=1.20X$ ；如浓缩倍数控制 4，则置换水补加量= $X+X/(4-1)=1.33X$ ，仅比浓缩倍数 6 时增加耗水约 11%，但水质状况将大为改观。电脑控制系统很容易通过算式外给定设定值来实现自动控制补加置换水，补加置换水造成的循环水总保有量增量可以通过溢流排污自动排放。很多技术人员在没有计算时自然的反应是降低浓缩倍数会快速加大置换水消耗，实际上置换水消耗的大头是冷却塔的蒸发量，浓缩倍数降到 4 以下会让循环水质大为改善。笔者就喜欢将浓缩倍数控制在 3，然后寻找一些水质比新鲜水稍差的废弃水作为置换水补充，反而可以提升循环水水质，减少加药甚至不加药。

4、空中飘扬的冷却塔

越来越多的企业意识到，把冷却塔放在厂房顶上的空中可以节能。节能的原因有两个，一个是放在屋顶空气流通好，环境的空气湿球温度要略低（避免了经过冷却塔加湿而湿球温度上升的空气循环吸入聚集）；另一个原因是塔和循环泵放在相对高处，循环泵的扬程比放在地面可以明显降低，循环泵装机功率可以明显减小而节能。特别是循环冷却水消耗大户，节约下来的电量非常可观。循环泵和冷却塔如果放在地面，用水点比泵要高很多，自然泵的扬程需要更高才能满足供水需求。有的工程师提出：泵放在房顶，连通器原理，水的势能可以帮助其压送到高空的冷却塔顶部；同样连通器原理，水从高处回落到地面的冷却塔顶，其抽拔作用同样可以帮助其减少对泵的扬程需求。其实不然，主要是因为循环冷却水富含溶解的空气，会破坏其在管道内往下流动时产生抽吸拔程。实践证明，最高用水点在 23 米处时，循环泵放地面，泵的扬程不能低于 40 米，而如果泵放在 20 米高处屋顶，则泵扬程在 28~30 米即足够了。

冷却塔和循环泵高位放置可以节能，循环冷却水管道口径加大也可以节能，一般按照水流速 1.5~2.0m/s 来选取管道口径，则管损会相对较小。很多大型的蒸馏和蒸发装置，冷却水用水点非常高，如果设计时能够把冷凝器放低或者平躺，也可以降低对冷却水循环泵扬程的需求。

笔者每次去企业做节能咨询，只要看到空中飘扬的冷却塔，都倍感欣慰。空中飘扬的冷却塔，说明生产线的设计过程是比较注重节能的。

也有些企业，不管冬天夏天，其冷却塔循环冷却水的温降都只有 2~3℃，说明其生产线各冷却水用水点都是处于无人管理最大开启状态，过度配搭的冷却塔和超大流量的循环量，其电能浪费是相当惊人的。

九、工业节能之结晶节能

1、提取功能之结晶节能

(1) 结晶的重要性：

有很多的产品生产线都是由三部分组成：转化、精制和提取。转化通过化学或生物等方法将原料转变成目标产物；精制通过物理或化学等方法脱除杂质；提取通过浓缩、结晶、离心分离、干燥和包装最终获得固体结晶产品。

固体结晶产品比较便于包装、运输和使用，很多产品以固体结晶形式出售，还有利于其品质保持，大幅度延长存放期。

结晶工序是提取工段的最为重要环节。结晶往往不是单纯要将目标产品以固体结晶形态从溶液中提取出来，同时还是一个进一步纯化的过程，一个获得高品质产品的保障过程。

一个好的结晶方案，实现固体结晶从溶液中顺利提取出来只是其最基本的要求。结晶产品的高品质和结晶过程的低消耗经常比基本要求显得更为重要，更加体现生产线的竞争力。

结晶产品的高品质体现有很多方面：高纯度、粒度均匀、晶型一致、流动性好、松散度高、堆比重大、光泽度好、抗结块性能强等；结晶过程的低消耗，包括总提取率高、投资少、能耗小、劳动强度低、便于操作管理等。

(2) 结晶基础知识：

传热的推动力是温度差；干燥（烘干）的推动力是湿度差；水溶液结晶的推动力是过饱和度。

基本概念：

①、干物质浓度：

即水溶液中除水以外的溶质占溶液的质（重）量百分比。
干物质浓度 $DS (\%) = (\text{溶质质量} \div \text{水溶液质量}) \times 100\%$

②、纯度：

即水溶液中目标溶质占总溶质（总干物）的百分比。
目标溶质纯度 $P (\%) = (\text{目标溶质质量} \div \text{溶质总质量}) \times 100\%$

③、溶解度：

在某温度下，单位量水能够溶解溶质的最大量称为溶质在该温度的溶解度。某温度下正好溶解了最大量溶质的水溶液即为饱和溶液。通常以温度为横轴，溶解度为纵轴绘制溶质的溶解度曲线。大部分需要结晶的溶质，其溶解度是随温度上升而上升。

溶解度可以用干物浓度来表示，也可以用每克水溶解的溶质克数或者每 100 克水

溶解的溶质克数来表示。绘制溶解度曲线两者都可以来采用，但用于结晶计算则较多采用后者。

可溶解杂质的存在会影响溶质的溶解度，有可能正影响，也可能负影响。结晶计算或设计通常忽略杂质对溶解度的影响，而通过对实际结晶参数修正来消除偏差。如某纯溶质在某温度下每克水可溶解 2g，则可认为在该温度下每克水可以溶解 80%纯度的该溶质 $2 \div 0.8 = 2.5\text{g}$ 。

④、过饱和系数（过饱和度）

将饱和水溶液控制冷却或者控制蒸发除去部分水分，并且没有结晶析出。这时溶液中所溶解的溶质量多于同温度下的饱和溶液，这种溶液称为过饱和溶液。过饱和的溶液不能直接通过用水溶解溶质得到，但可以通过更高温度溶解后再降温得到，也可以通过进一步蒸发饱和溶液（溶解量正好等于溶解度的溶液）中的水分来获得。通常用过饱和系数（俗称过饱和度）来表示某温度下过饱和溶液的过饱和程度：

过饱和系数 = 被测溶液的溶解量 \div 饱和溶液的溶解度

公式中的溶解量或溶解度，必须使用每克水溶解的溶质克数或者每 100 克水溶解的溶质克数，而不能使用以干物浓度表示的溶解度。

设 H 为溶液中每份水溶解的溶质量，H₀ 为同温度饱和溶液中每份水溶解的溶质量，则 H 与 H₀ 之比即为过饱和度：

过饱和度 $\alpha = H \div H_0$

如 $\alpha > 1.0$ ，则溶液为过饱和溶液；

如 $\alpha = 1.0$ ，则溶液为饱和溶液；

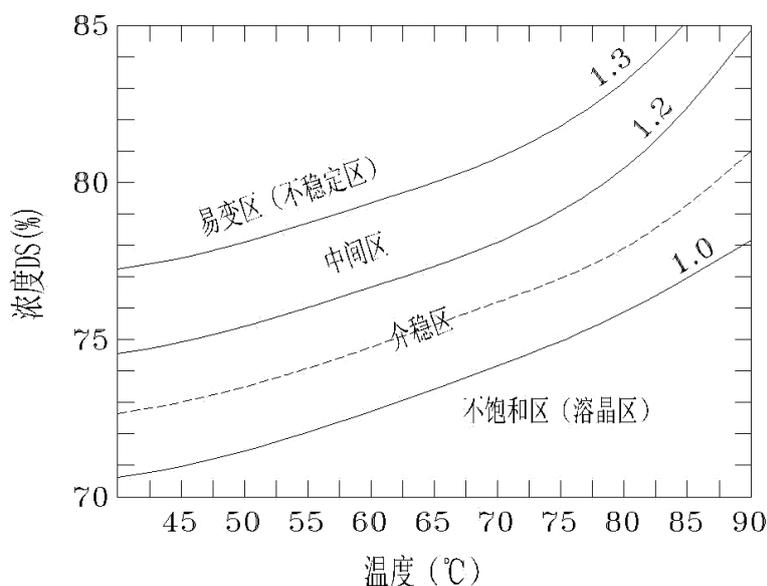
如 $\alpha < 1.0$ ，则溶液为不饱和溶液。

在过饱和度 1.0 曲线下方是不饱和区或溶晶区，过饱和度 1.0 曲线和过饱和度 1.2 曲线之间是介稳区，过饱和度 1.2 曲线和过饱和度 1.3 曲线之间是中间区，过饱和度 1.3 曲线上方是易变区或不稳定区。

绘制过饱和系数曲线的最大意义是确定起始结晶参数。

结晶析出过程会伴随溶液浓度下降，所以通常结晶都是通过控制降温速度或蒸发速度维持其过饱和度在介稳区完成结晶，可以获得较好结晶效果，特别是控制在介稳区中线以上（相当于控制过饱和度 1.1~1.2），还可以获得最佳结晶速度或效率。如控制不好，在易变区结晶会随时自动起晶（自然起晶）产生伪晶，在中间区结晶则会在晶体或其它因素刺激下产生伪晶（刺激起晶）。

在溶解度曲线的基础上可以绘制过饱和系数曲线图：



(3) 结晶方式的选择:

要想做一个产品的结晶方案和确定结晶工艺参数,首先要获得目标产品和溶液中主要影响杂质的溶解度曲线。许多产品的溶解度曲线可以通过文献或网络查询得到,但也有许多品种无法查询得到,只能自己想办法来测定溶解度曲线。

准确的溶解度曲线,只有依靠专业实验机构借助于专业检测仪器花费数周甚至时间才能测量完成。

溶解度测量有溶解法和析晶法两种:溶解法在恒定温度下将过量溶质加入水中,长时间搅拌溶解后静置沉降,取清液检测溶解度;析晶法则通过在更高的温度下将过量溶质加入水中充分溶解,降温到恒定温度下长时间结晶析出晶体,然后静置沉降,取清液检测溶解度。

一般溶解法测出来的溶解度偏低,析晶法测出来的溶解度偏高,溶解法测定的效率要高于析晶法。

实际生产上,我们还可以采用更加便捷的快速溶解法来测量溶解度,即在已称量烧杯中放入定量溶质,边搅拌边缓慢逐渐加水到基本完全溶解,再称总重计算溶解度。

在 90℃ (如超过溶质耐热温度则选择耐热高限) 与 20℃ 之间,选取 8~10 个均匀间隔温度点以溶晶法快速测量溶解度,然后依此绘制出溶解度曲线。这样获得的溶解

度曲线虽然误差略大，但 2~3 小时即可完成测定，其准确程度也足以用来指挥结晶生产了。

有了溶解度曲线，我们就可以根据曲线来选择结晶方式了。

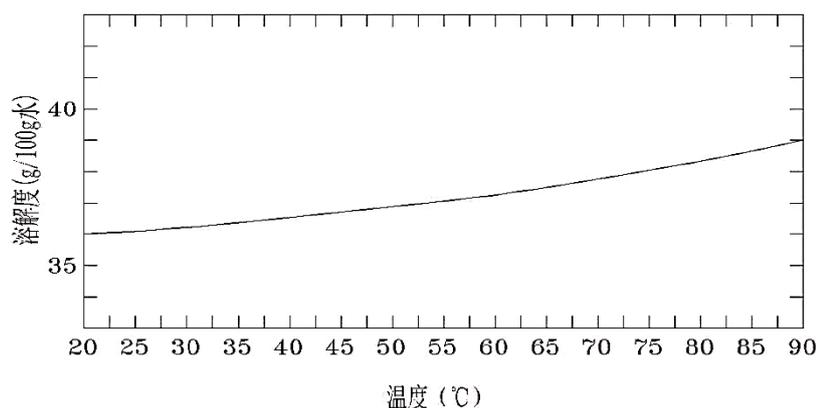
结晶方式有很多，蒸发结晶、降温结晶、真空闪蒸结晶、溶剂结晶、反应结晶……，等等。本文只讨论水溶液的蒸发结晶和降温结晶，其它方式不在本文的论述范围。

蒸发结晶将原料溶液通过节能蒸发器浓缩到接近饱和，进入结晶器后继续控制蒸发产生过饱和度推动力；降温结晶将原料溶液浓缩到需要浓度，进入结晶器后控制降温产生过饱和度。

为了节约蒸汽，蒸发系统一般采用多效。而大部分产品因为蒸发结晶温度不宜过高，且蒸发结晶的沸点升高较大，一般采用单效结晶，极少采用双效或多效结晶。所以从节能角度考虑，首先应把去蒸发结晶的物料通过多效蒸发浓缩到接近饱和的尽可能高的浓度。但由于蒸发浓度即使采用自控也不可避免会有波动，加上物料在输送和贮存过程总会有降温，这就又制约了结晶前物料浓度进一步的提高。

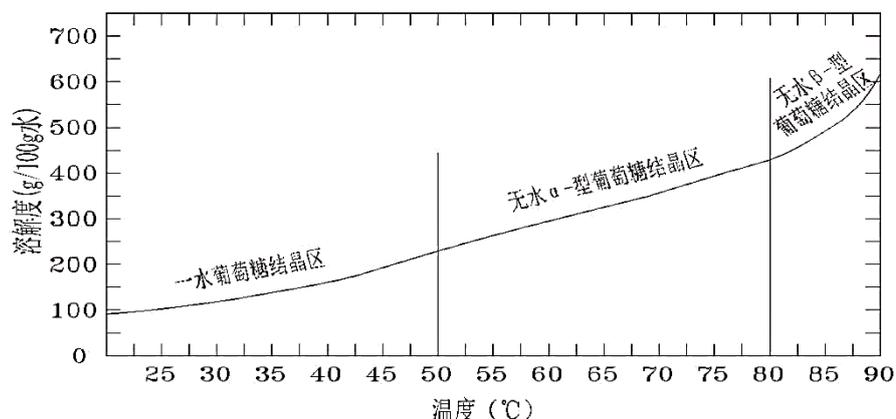
大多数情况下，产品的结晶优先选择降温结晶可以减少运行成本，因为与蒸发结晶相比较，降温结晶前可以采用多效或 MVR 节能蒸发浓缩到需要的浓度，结晶过程无需再消耗蒸汽，而蒸发结晶过程还需要通过单效蒸发的模式消耗蒸汽。

食盐溶解度曲线图



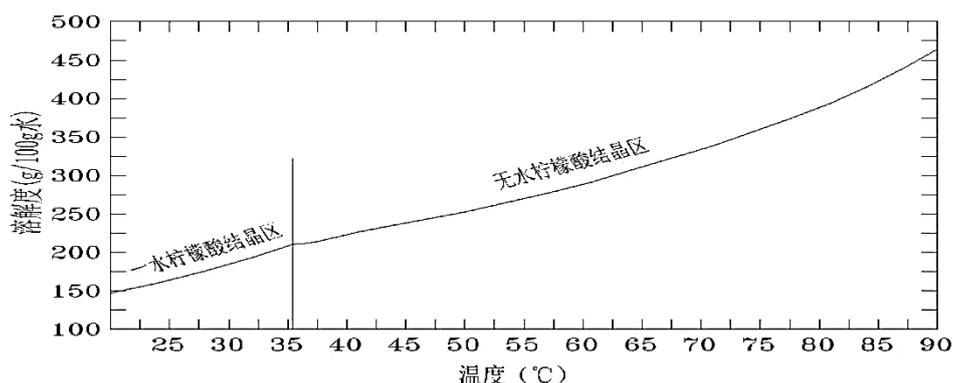
食盐溶解度曲线非常平滑，20℃是 36g/100g 水，80℃是 38g/100g 水，依靠降温结晶根本得不到足够的结晶率。对于 80℃的溶解度小于 20℃溶解度 2 倍的产品，一般采用蒸发结晶而不考虑降温结晶。

葡萄糖溶解度曲线图



葡萄糖的溶解度曲线，50℃以下结晶析出一水葡萄糖结晶，50~80℃下结晶析出无水α-型葡萄糖结晶，80℃以上结晶析出无水β-型葡萄糖结晶。生产一水葡萄糖结晶，50℃溶解度超过30℃溶解度的两倍，优选降温结晶；生产无水α-型葡萄糖，80℃溶解度接近50℃的两倍，可以用降温结晶，但是葡萄糖焦化反应速度随温度上升而上升，在60~65℃下蒸发结晶产品颜色更佳；生产无水β-型葡萄糖，只能采用80~82℃蒸发结晶，因为83℃以上饱和溶液粘度太大。

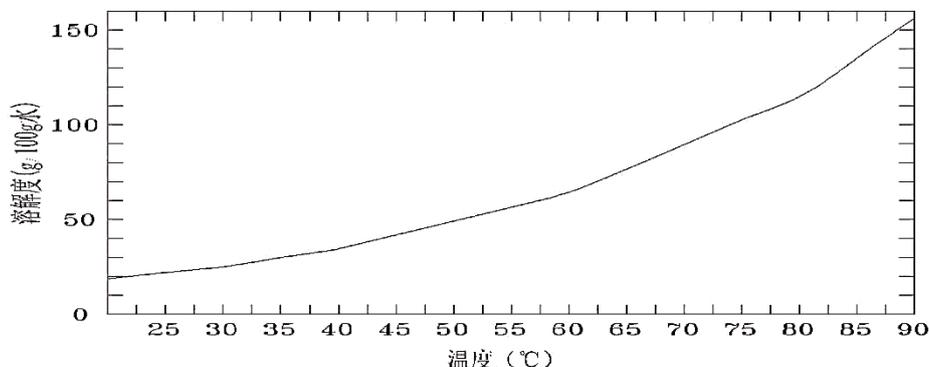
柠檬酸溶解度曲线图



柠檬酸的溶解度曲线，36℃以下结晶析出一水柠檬酸结晶，36℃以上结晶析出无水柠檬酸结晶。生产一水柠檬酸结晶，36℃溶解度超过15℃溶解度的两倍，优选降温结晶，因为结晶温度区间较低，也可以采用废热驱动的蒸发结晶，两种结晶方式冷却都需要用到7℃循环冰水；生产无水柠檬酸，80℃溶解度接近36℃的两倍，可以用降

温结晶，但是结晶粘度较高，晶型较差，在 50~55℃下蒸发结晶则产品晶形更佳。

甘露醇溶解度曲线图



甘露醇溶解度较低且随温度上升较快，80℃溶解度接近 40℃的三倍，选择降温结晶可以获得不错的效果。但降温结晶速度较慢且结晶完成时晶膏干物浓度上不去，越来越多企业转采用 50~55℃下蒸发结晶，晶膏干物浓度可以上去，并且相对较高的结晶终止温度更容易阻止杂质析出。

所以对目标产品物性的充分了解结合对溶解度曲线精心研究，才能选出最佳的结晶方式。

目标产品的产品品质、结晶晶形、结晶运行成本、设备投资、溶解度、溶解度曲线斜率、沸点升高、结晶率、结晶速度、浓度、热敏性、粘度、晶型温度区间等等都是结晶需要考虑的因素。

降温结晶选择合适的结晶温度区间，蒸发结晶二次蒸汽的冷凝和降温结晶的冷却得以使用 35℃循环冷却水作为冷源，要明显比采用低温冰水作为冷源节能。蒸发结晶如能采用前工序蒸发浓缩满足温度要求的 I 效、II 效甚至 III 效汽（二次蒸汽）作为加热热源，节能效果递增；降温结晶如能采用企业日常消耗的原水水源替代循环冰水作为冷源，节能效果也很好。

如果目标产品的结晶速度很快、晶体不会无限制生长而且会自身分裂产生晶种，则蒸发结晶或降温结晶都可以做成连续结晶的模式；否则强行去做连续结晶也可能会得不偿失。计算机程序操控模式也是解决结晶自动化的较好办法。大部分的有机物结晶，间歇结晶相比连续结晶在晶形、晶体密实度和晶体均匀度上均存在比较明显的优势。

(4) 经典结晶装备讲解：

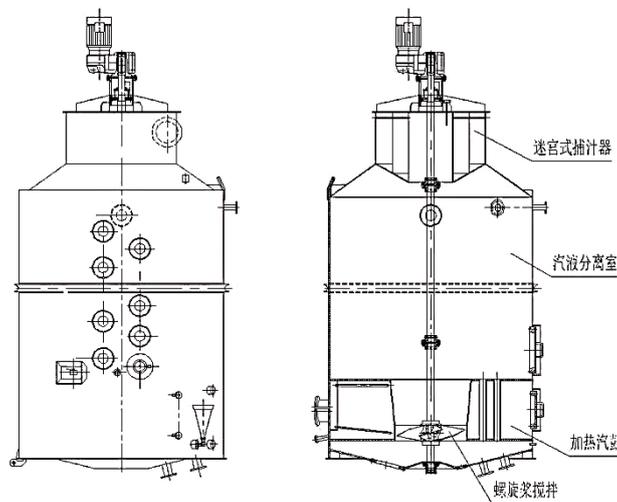
结晶装备的种类多种多样，蒸发结晶有标准式蒸发结晶器、外加热循环式、DTB型蒸发结晶器、奥斯陆型蒸发结晶器、导流筒式蒸发结晶器、闪蒸式蒸发结晶器等等。

降温结晶器有标准式（卧式柔带式）降温结晶机、反应釜式降温结晶机、立式旋转搅拌降温结晶机、立式升降搅拌降温结晶机、卧式底搅拌沉降降温结晶机等等。

1、标准式蒸发结晶器（煮糖罐）：

标准式蒸发结晶器指机械搅拌强制循环立式真空蒸发结晶器，俗称煮糖罐，因其最先工业应用实例源于蔗糖的蒸发结晶。

标准式真空蒸发结晶器结构简图



煮糖罐结构包括加热汽鼓、汽液分离器、迷宫式捕汁器和螺旋桨推进式搅拌器四部分。底部内置式加热汽鼓由上下管板围包而成，中心设大直径降液管形成热力循环；搅拌器螺旋推进桨位于降液管喉管部顺势增强循环；中空汽液分离室位于加热汽鼓正上方，实现大空间高效汽液分离；连接真空抽凝系统的顶部迷宫式捕汁器，可以确保捕收因雾沫夹带发生的液体流失。

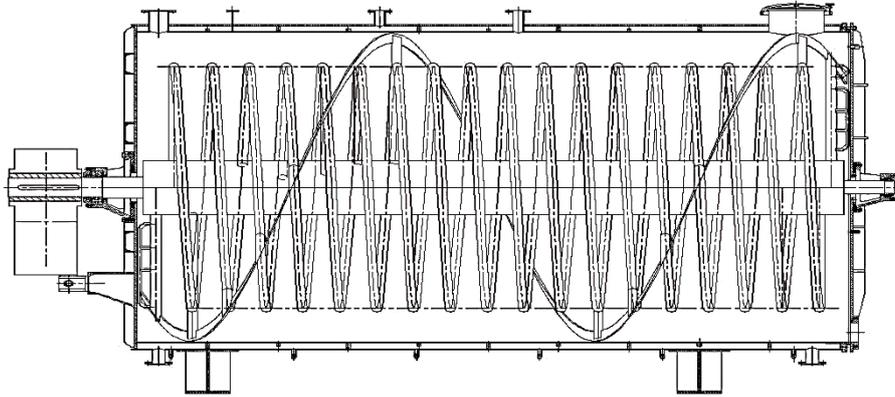
标准式蒸发结晶器之所以经典，因其具有适用范围广和使用便捷的优点。内置式加热汽鼓结构简洁无死角；热力循环加机械搅拌增强循环使物料充分混合均匀；结晶和汽液分离合二为一，中空设计便于清洗和维修；观察方便利于操作控制。

2、标准式（柔带搅拌式）卧式降温结晶机：

标准式降温结晶机指卧式大直径低转速柔带搅拌式降温结晶机，简称卧式结晶机，是工业上最常用降温结晶机。

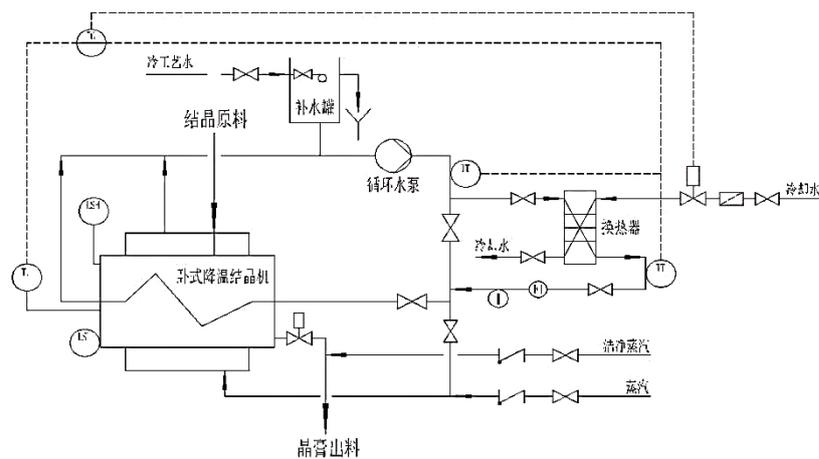
卧式结晶机结构包括结晶内胆、冷却夹套和卧式柔带低速搅拌三部分。一般大于10立方的机型还需要加设内置冷却盘管加持在搅拌卧轴上。结晶冷却夹套的水路设计很重要，上下交替环绕式水路是提高水流线速度以保证冷却均匀的关键环节。

卧式降温结晶机结构简图



卧式结晶机、内循环水泵、循环水冷却换热器和敞口补水槽组成降温结晶机组。敞口补水槽可以卸除内循环水路的内压，冷却夹套无内压设计让结晶机结构更加简洁。内循环水路设置不但可以避免夹套结垢，还是整个冷却面温度均匀一致的重要保证。内循环水路设置同时也为实现计算机自动控制降温创造了条件，可通过控制冷却换热器取走热量的速度来控制晶膏的降温速度。

卧式降温结晶机工作原理图



标准式卧式降温结晶机操作简便、容易控制、结晶均匀，适合各种产品的降温结晶，特别适合高粘度精确控制缓慢结晶。国内已经有多家企业生产该型结晶机，造价和运行成本都较低。其两端密封的防泄漏是加工难点，一定要选择可靠的机械密封。

2、分离提纯之结晶节能

一、结晶制度（结晶工艺或结晶方案）确定：

在溶质形成晶体析出时，其它杂质因为量少达不到过饱和仍溶解在水中而不析出，只有极少量杂质在结晶时与结晶混杂在一起。所以一般情况下，结晶过程也是个分离提纯过程，符合通用的分离理论。

基于结晶过程溶质总量（总干物）不变和目标溶质的量不变这两个前提条件，可以推导出下面这个公式：

$$\text{高纯结晶干物} \times \text{纯度升高} = \text{低纯母液干物} \times \text{纯度降低}$$

这个公式对理解结晶制度或解决结晶过程遇到的问题非常有用。中纯度原料溶液通过结晶过程分离成高纯度结晶和低纯度母液，公式中纯度升高指高纯度结晶纯度减去中纯度原料纯度，纯度降低是指中纯度原料纯度减去低纯度母液纯度。

公式可以适用于计算某一台结晶机结晶过程完成后的结果，比如结晶注罐纯度 88%，获得纯度 99.5% 结晶产品，结晶率为 52%（即母液干物比例为 48%），则根据 $52 \times (99.5 - 88) = 48 \times (88 - \text{母液纯度})$ 可以计算得出母液纯度为 75.54%。公式同样适用于计算整个结晶工序提取结晶产品的总体结果，比如原料溶液纯度为 96.5，结晶产品的纯度按 100 计算，母液纯度 75.5%，不考虑结晶过程的损失，则根据 $\text{结晶产品干物} \times (100 - 96.5) = \text{母液干物} \times (96.5 - 75.5)$ 可以计算得出 $\text{结晶糖干物} \div \text{母液干物} = 6$ ，从而推导出结晶产品的最终总提取率为 85.7%，考虑到提取过程的损失，则结晶产品提取率会略低。

通过该公式可以推导出大量的结论：

最终对外销售的商品低纯度母液纯度越低，结晶产品提取率就越高。低纯度母液的市场价值远小于结晶产品，所以生产中我们要尽量想办法将商品低纯度母液的纯度降到最低。目前仍然有不少发酵制品的重结晶精制，为了提高重结晶收率在离心分离时采用甲醇而不是水来淋洗，比如维生素 C，其实是个习惯性错误，单纯抬高重结晶精制的结晶率，对于提高总的提取率没有任何作用，因为总提取率只跟粗品结晶外排商品母液的纯度相关联。

原料溶液的纯度越高，我们的结晶提取率就越高。比如当低纯度母液纯度为 75.0% 时，原料溶液的纯度每升高 1%，结晶产品的提取率就升高约 4%。当然，提高原料溶液的纯度是有代价的，生产管理人员可以据此判断提取率上升带来的好处在经济上是否

足以抵消提高原料溶液纯度的代价。

就排商品母液段结晶而言，注罐纯度越低，产生的低纯度母液的纯度就越低，总的结晶提取率就越高。但是注罐纯度太低，会影响到晶体的品质甚至导致其无法满足质量要求。过低的注罐纯度还有结晶速度下降、晶形不好和难于离心分离等副作用，所以要控制回套母液的量来控制合适的注罐纯度，比如葡萄糖结晶，食品级葡萄糖结晶的注罐纯度一般控制 87~88.0%，药用级一水葡萄糖结晶一般控制 95~96.0%，而药用级无水葡萄糖结晶则一般控制在 98.5~99.0%。

同样注罐纯度下，结晶率越高，产生的母液的纯度就越低，在保证晶体质量的同时结晶提取率就越高。但结晶率过高时，膏状结晶料（简称晶膏，即结晶时晶体和母液混合料）的粘度就会越高。

降温结晶时过高的结晶率，晶膏会对结晶机搅拌产生很大的阻力，由于降温结晶机搅拌减速机的减速比很大，甚至高达 3000 左右，所以驱动电机无法感测得到阻力的变化也无法设置保护，严重时会造成结晶机搅拌柔带变形以至损坏。蒸发结晶在结晶率过高时，晶膏流动性会大幅降低，影响结晶的均匀度和进程，同时结晶后物料难于离心分离。所以结晶率的控制一定要考虑晶膏的粘度，一般溶解度低的低粘度晶膏可控制较高结晶率。

编制结晶制度（或称结晶工艺或结晶方案）的目的，一是要保证最终产品的质量，这需要保证成品结晶段注罐纯度不能低于规定的纯度；二是要尽可能的保证总的结晶提取率，这需要保证排商品母液段结晶注罐纯度不能高于规定的纯度以保证母液的纯度足够低。为了达到这个目的，一般产品的结晶提取过程，采用两段结晶就可以获得比较满意的结果。

编制两段结晶制度时，如果原料纯度偏低，我们需要在头段结晶后排商品母液（俗称排蜜），晶体重溶去末段高纯度重结晶获得符合质量的成品；如果原料纯度较高，头段结晶可以直接出产品甚至套用一部分一母液结晶仍能直接出产品，一母液则去浓缩后二次结晶充分提取吃干榨尽，所获二次晶体回溶去一次结晶或直接降级出售，二次母液一部分回套到二次结晶，一部分排蜜。

大部分的产品结晶都可以采用两段结晶制度来获得较好的结晶效果。高纯度段结晶用来保障成品质量并实现提取功能，低纯度段结晶来保障结晶工序的总提取率。每段的结晶还可以回套一部分本段的母液来调配结晶注罐纯度，以达成结晶制度更加便利实施。

从结晶提取的运行成本来比较，单段结晶最低，头段出成品二段回溶居中，重结晶

成本最高。

也有一些情况，比如原糖炼糖，原料纯度特别高(>99%以上)，排母液纯度是 30 还是 60 已经对总的提取率影响不大，而且多排一点母液商业价值下降不多，可以将结晶制度简化成单段结晶。又比如海水结晶提盐，原料代价太低了，无需追求结晶提取率，单段结晶是最好的选择。又比如结晶果糖，如果母液拿去加氢进一步深加工甘露醇而另有出路，单段结晶也可以满足需要。

甘蔗制白砂糖的结晶，由于蔗汁精制后得到的糖浆纯度只有 85%左右，而结晶提取率对生产成本又影响太大，必须把排蜜纯度下降到极低，所以末段结晶的粘度较大并且结晶率较低。采用三段结晶制度可以把末段结晶的量控制得较低，有利于整体结晶运行成本的降低，也不失为一种较好的方法。

以前生产结晶葡萄糖都是回套部分母液的单段结晶，后来由于技术水平的提高，作为结晶原料的精制淀粉糖化液纯度已经达到 97%以上，则可采用分段结晶的方法，头段结晶生产药用级结晶葡萄糖，母液再去末段结晶生产食品级结晶葡萄糖（末段结晶回套部分二母液）。新方法比重结晶法生产药用结晶葡萄糖成本明显下降，基本与生产食品级结晶葡萄糖成本拉平。

大规模的生产线，受设备最大型号的限制，分段结晶并不增加投资和运行成本，可以通过分段结晶在不增加成本的同时获得部分高质量等级的产品，很有经济意义。

技术人员在选择结晶方案时，可以摒弃习惯思维，无需墨守成规，应通过理论计算论证和实验检验来获取最佳的结晶制度。

绝大多数产品的结晶，从单段结晶、双段结晶和三段结晶选择一个合适方案即能获得较好的结果，极少的产品需要四段及以上结晶。如果减少结晶段数或者增加结晶段数在经济上对企业有利，要毫不犹豫地去推动实施，有时甚至还能起到化腐朽为神奇的效果。希望本文的讲解能够给大家开拓思路带来灵感。

二、充分发挥结晶的分离提纯功能：

结晶的提取功能已经大量的在工业中应用，但结晶的分离纯化功能则一直处于从属地位。实际上，如能重新审视并将结晶的分离纯化功能用于主导地位，有可能带来比较明显的节能效果。

比如当前热门代糖品赤藓糖醇的提取，主流的工艺是发酵液经过陶瓷膜除菌过滤和



纳滤膜精密过滤后得到精制发酵液，其中还含有大量的无机盐类和受热易变色杂质，通过蒸发浓缩后再经离子交换除去无机盐和活性炭脱色除去有色物质，然后再浓缩结晶获得成品，一母液再浓缩结晶获得母液晶，母液晶回溶返回精制发酵液，二母液再经离子交换后通过色谱分离回收其中剩余赤藓糖醇返回与二母液混合。工艺流程长而复杂，过程中离子交换再生消耗大量酸碱并排放大量废水，活性炭的消耗也非常高。

如采用结晶来分离提纯，则赤藓糖醇精制发酵液直接浓缩结晶获得粗晶，粗晶再溶解后重结晶获得赤藓糖醇成品，重结晶母液大部分回套重结晶前，一母液通过靶向层析分离（色谱分离和层析分离后续章节有介绍）回收其中剩余赤藓糖醇。则工艺流程大为简化，取消了离交脱色和减少了浓缩工序，节能降耗效果惊人。新工艺的两次结晶分别承担分离纯化与提取功能，由于粗结晶的高效纯化作用，最终产品品质与成品收率均好于原有工艺。

其实很多生物发酵制品的提取都可以参照赤藓糖醇来改进工艺，希望更多的工程技术人员能够多做类似工艺应用研发，提升生物发酵的提取技术水平。

3、废热蒸发结晶与 MVR 蒸发结晶

一、废热蒸发结晶：

很多采用蒸发结晶（俗称煮糖）提取产品的企业，不管结晶温度高低，都采用生蒸汽来加热，其用在结晶上的蒸汽消耗占企业总汽耗的比例都不低，节能空间很大。

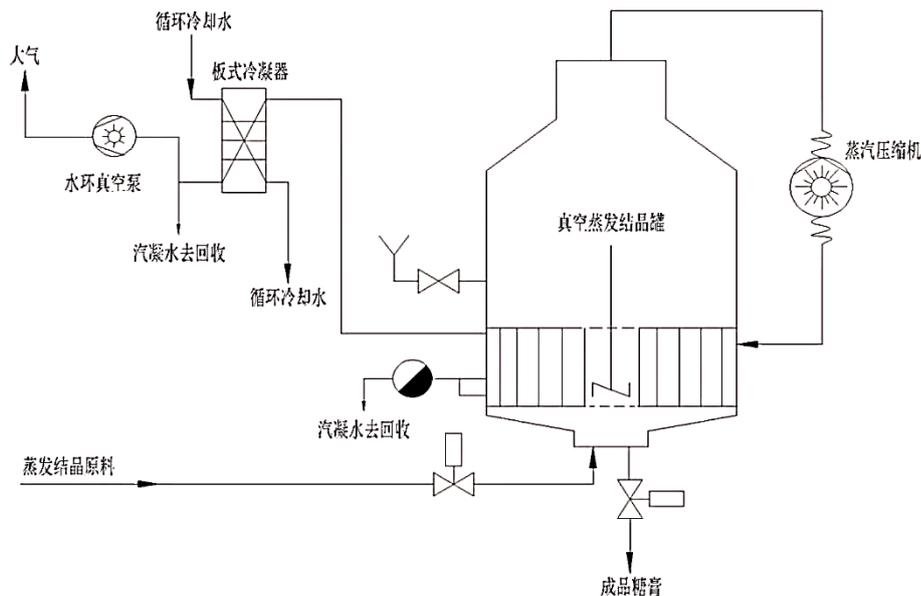
要减少蒸发结晶汽耗，在蒸汽驱动温差足够（大部分情况下足够）时，使用废热来驱动蒸发结晶是个好办法。大多数蒸发结晶都在 60~65℃ 下完成，采用 36℃ 以下循环冷却水来冷凝尾汽足够。真空系统配置得好的话，很容易实现在 60℃ 完成蒸发结晶，这样 70℃ 的废热蒸汽即可使用，而 70℃ 废热蒸汽很容易从多效蒸发器的次末效抽取。匹配得巧妙的话，从多效蒸发器的次末效抽取部分 70℃ 二次蒸汽去驱动蒸发结晶，完全可以实现多效蒸发器维持汽耗不变。在某些超热敏性物料的蒸发结晶过程，比如维生素 C，采用 28℃ 的超低温真空蒸发结晶，其尾气冷凝需要采用 7℃ 冰水，但同时其加热蒸汽只需要 40℃ 左右的废热蒸汽，这样的废热一般的多效蒸发器末效二次蒸汽废热都可以满足需求。

由于间歇蒸发结晶过程往往非均匀连续消耗蒸汽，所以废热驱动蒸发结晶系统，需要配备合理有效的自动控制系统，自控系统设置的好坏决定了废热蒸发结晶系统是否能够运行成功。

二、MVR 蒸发结晶：

常规真空蒸发结晶的蒸发浓缩过程相当于单效蒸发，蒸发 1 吨水至少需要消耗 1 吨蒸汽，同时消耗约 70 吨循环冷却水来冷凝二次蒸汽，能耗非常大。为了减少汽耗，我们可以参照 MVR 蒸发系统的办法，为真空蒸发结晶配备一台蒸汽压缩机，形成 MVR 蒸发结晶循环热泵系统。这样，真空蒸发结晶罐在工作过程不再依靠生蒸汽加热来完成水分蒸发，而是依靠 MVR 将结晶罐蒸发出来的二次蒸汽压缩升温，然后回到加热鼓作为加热热源。MVR 真空蒸发结晶罐可以完全不使用外来蒸汽完成结晶过程，与非 MVR 蒸发结晶罐相比，节约 1 吨蒸汽只需要消耗 60~80 度电，节能效果非常明显。但由于蒸发结晶罐内物料浓度高，沸点升高有时高达 15~20℃，所以 MVR 真空蒸发结晶需要配备高温升（同时也是高压比）的 MVR，要求其温升达到 22~45℃，对应压缩比 2.2~6.1 之间。

MVR 真空蒸发结晶的原理图如下：



4、优选水溶剂结晶

生物发酵制品提取过程有两个值得商榷的传统习惯，一个是有机酸提取的钙法工艺，即用氢氧化钙或碳酸钙先中和有机酸获得有机酸钙盐沉淀物，再用硫酸酸解有机酸钙盐而获得纯化的有机酸；另一个就是生物制药行业大量采用乙醇等溶剂结晶。这两个根深蒂固的传统习惯，均较大程度地制约了很多产品的节能降耗。有单位正在攻关柠檬酸直接结晶提取替代钙法提取技术，估计很快会取得成功。本文需要重点讨论的是水溶剂直

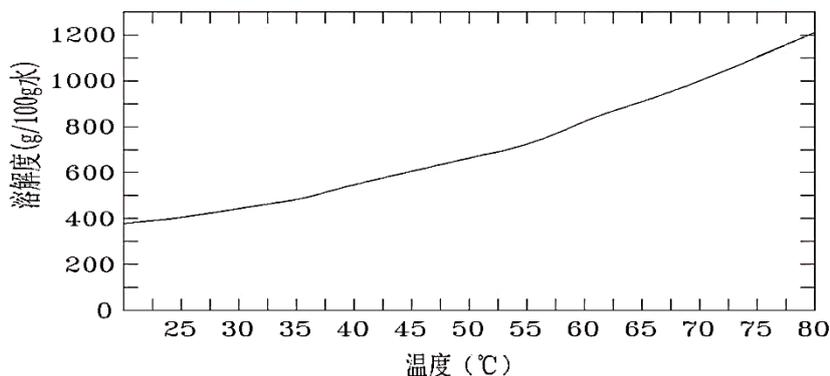
接结晶替代溶剂结晶的技术方向。

采用溶剂结晶来提取产品，在两种情况下是合理的，一种是产品在水中溶解度特别高（400g 每 100g 水以上），饱和水溶液的粘度非常大，产品无法通过水溶液直接结晶提取出来；另一种是直接水溶液提取会影响产品的晶型进而影响其使用性能。可是，笔者当前接触到大量的产品结晶，明明不存在上述情况，仅仅是因为传统习惯或者技术负责人院校学习溶剂结晶的牢固信念，仍然在采用高能耗高污染的溶剂结晶。特别是有些品种在水中的溶解度非常低（400g 每 100g 水以上），采用水溶液直接结晶提取非常容易，而采用溶剂结晶更是不可思议。笔者每次遇到这种情况，都会劝说企业摒弃溶剂结晶而采用水溶液直接结晶，却往往收效甚低，习惯的力量实在是太强大啦。

很多企业在算经济账时，认为溶剂因为可以回收，所以溶剂结晶的代价很低。其实，溶剂结晶的代价是水溶液结晶代价的数倍，因为溶剂回收率很难超过 90%而且蒸馏回收过程能耗也非常大。再加上大部分溶剂都是易燃易爆危险品，安全环保上面的花费也不是小数。

结晶果糖是一个酒精结晶改水溶液直接结晶的典型。果糖的溶解度非常大，25℃ 下 100g 水可以溶解 400g 纯果糖，50℃ 下 100g 水可以溶解 660g 纯果糖，其 25~50℃ 之间饱和溶液的粘度都在 1500 厘泊以上，果糖在温度低于 30℃ 以下结晶非常缓慢，50℃ 以上果糖转化成糠醛的速度很快影响产品的色度，只能选取 50~30℃ 作为结晶区间。但是 50℃ 溶解度只有 30℃ 的 1.5 倍，降温结晶难于获得满意的结晶率，蒸发结晶后期粘度又太大。所以果糖结晶非常困难，早期的行业开拓者做了大量的研究实验，最后不得不采用添加酒精结晶的办法，吨结晶果糖的车间生产成本高达 15000 元/吨。

果糖溶解度曲线图



后来，通过笔者和工程技术人员进一步研究，采用了蒸发结晶和降温结晶组合的办法解决了果糖的水溶液直接结晶难题，先在 48~50℃ 超低温蒸发结晶（水汽蒸发温度约 23℃）到结晶率 10~12%，再降温结晶到 30℃，可以获得 50% 以上结晶率，产品品质也非常好。按照新工艺建设的结晶果糖生产线，吨结晶果糖车间生产成本降到了



6000 元/吨以内。成本下降虽然也有产能上升的因素，但水溶液直接结晶替代酒精结晶肯定起了关键作用。

十、工业节能之层析分离脱盐

1、水流冲刷分离脱盐，无需消耗酸碱再生树脂

脱盐环节大量存在于工业企业的产线当中，最常用的脱盐方法有离子交换脱盐、电渗析脱盐和反渗透脱盐。其中离子交换的应用范围比较宽泛，但存在消耗大量酸碱排放大量废水的缺陷。电渗析脱盐和反渗透脱盐虽然不消耗酸碱，但难于应对高盐高杂物料。近几年，层析分离的高效无污染（指不增加污染物）脱盐性能逐渐引起重视。混合溶液注入层析柱中，在水流推动冲刷下于层析助剂缝隙流动前行中，各组分因与助剂之间的亲和力的差异，以不同的速度移动，从而可以达到分离的目的。层析分离的过程中，无需使用酸碱再生层析助剂，所以不消耗酸碱，非常绿色环保。只要你找到合适的层析助剂，就可以实现目标产品与盐的分离实现脱盐目的。已经工业化大量应用的层析助剂有离子交换树脂和高分子凝胶颗粒。使用离子交换树脂作为层析助剂时，要优先考虑树脂的选型，优选与混合溶液中富含的离子同型。比如需要脱盐的物料中富含硫酸钠，则筛选层析树脂时，优先考虑钠型阳树脂或硫酸根型阴树脂，这样树脂上的离子不容易被置换，层析分离容易稳定高效运行。

层析分离脱盐在木糖行业的应用取得了很好效果，木糖行业的酸碱消耗和水耗都对半下降。对于高盐高杂物料较多的生物发酵产业，都可以考虑研究层析分离脱盐替代，迈向绿色制造。

2、层析分离装置之靶向提纯功能

在层析分离的脱盐应用中，通过升级层析分离的运行程序，甚至可以实现目标产物的靶向定点提取提纯功能。有的产品，在层析运行水流冲刷过程，目标产品跑在最后，只要切刀位置合适，很容易就能实现目标产物的靶向提纯。比如赤藓糖醇发酵液的层析分离提纯，发酵液经陶瓷膜滤除菌体和纳滤膜滤除大分子蛋白后，通过层析分离的靶向提纯，盐类、色素、杂糖、杂醇及残留发酵辅料一股脑全部被水流冲刷汇入提余液中，靶向提纯获得的赤藓糖醇提取液，不但纯度高，而且无色透光好，电导率还低。相当于一套层析分离装置集成了脱色、脱盐和提纯功能，赤藓糖醇被带入提余液的损失还非常低。有了靶向层析分离，赤藓糖醇的提取流程大为缩短，生产成本明显下降。

赤藓糖醇和阿洛酮糖是当前最热门的两大代糖品，其代谢发热量（卡路里）均小于蔗糖的十分之一，吃起来却跟蔗糖口感一样，吃多了不致肥胖也不升血糖，是怕肥胖和糖尿病的最佳糖品。在阿洛酮糖的制造工艺中，层析分离靶向提纯技术的成功应用也简化了工艺并大幅度降低了生产成本。阿洛酮糖在分离前是与果糖、麦芽糖、D-山梨糖、甘露糖等多种糖品混合在一起的。在钙型层析树脂中这些糖跑的速度都不一致，生产上需要把阿洛酮糖和果糖都靶向提取出来。工程师设计了六相层析分离，其中两相分别为阿洛酮糖提取液和果糖提取液，其它四相则分别是富集麦芽糖、D-山梨糖、甘露糖及其它杂类糖的提余液。

层析靶向分离的最大好处就是快速直接把目标产物从混合物中低代价清晰的分离出来，对于依靠从混合物中分离提取目标产物的产线，目标产物分离越清晰，获得的目标产物质量越高，收率也越高。靶向层析分离无疑是分离装备的一把利器。

3、层析分离运行机理

一、层析（色谱）分离技术原理简介：

色谱法分离技术是 1906 年俄国植物学家 Michael Tswett 发现并命名的。他将植物叶子的色素通过装填有吸附剂的柱子，各种色素以不同的速率流动后形成不同的色带而被分开，由此得名为“色谱法”（Chromatography），后来无色物质也可利用吸附柱来实现分层分离，所以色谱法分离又称为层析分离。

色谱分离是利用混合溶液中各组分物理化学性质的差异（如吸附力、分子形状及大小、分子亲和力、分配系数等），使各组分在两相（一相为固定的，称为固定相；另一相流过固定相，称为流动相）中的分布程度不同，从而使各组分以不同的速度移动而达到分离的目的。因流动相的差异，主要有气相色谱法和液相色谱法。

近年来，装填均粒色谱树脂的液相色谱分离技术在玉米深加工行业得到了大量的推广应用，一方面是以生产 F55 果葡糖浆工艺中果糖与葡萄糖的分离为代表，为避免色谱树脂转型失效，分离前物料必须先经离子交换充分脱盐至电导率 $20\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下，行业已经习惯称该分离装置为色谱分离系统；另一方面是以赤藓糖醇等发酵液脱盐除杂为代表，分离前无需离子交换脱盐，电导率高达 $8000\sim 10000\mu\text{S}/\text{cm}$ 也不影响分离正常运行，为区别需要我们称该分离装置为层析分离系统。层析分离和色谱分离的手段和机理基本一致，从理论上讲，只要筛选到合适的吸附剂，就可以采用层析（色谱）分离的方法对溶液中洗脱解吸速度不同的溶质进行分离。为了叙述方便，以下统一以层析分离为名介绍层析（色谱）分离的工作机理。

层析树脂的粒径越细，分离精度越高，但制造难度和售价也同步上升。目前大多数层析装置使用约 300 μm 粒径，日本三菱公司有提供 220 μm 粒径层析树脂。为了保护层析树脂并维持其稳定运行状态，进入层析分离的物料需要先经过脱气、精密过滤等手段预处理。

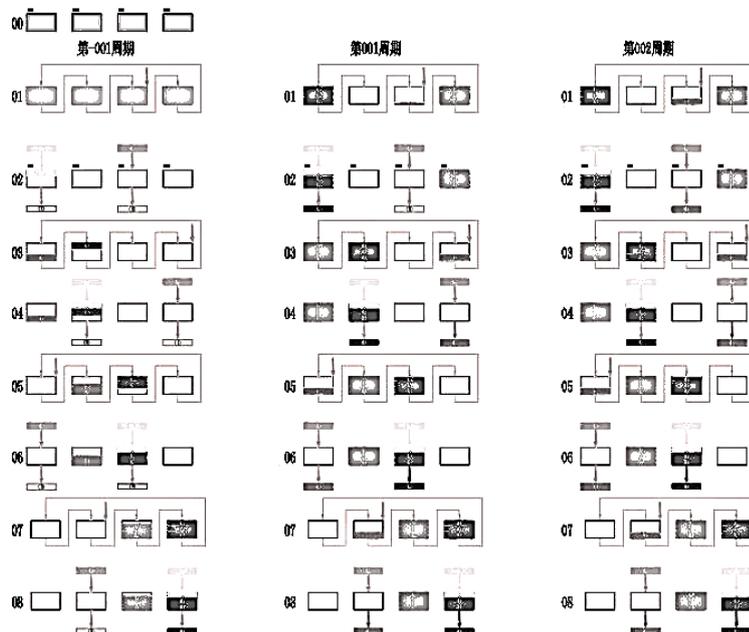
液相层析分离主要有三种型式：固定床式（单柱式）、移动床式（转盘式）和模拟移动床式（循环顺序式）。

单柱式层析也可以多个柱并联使用，但每个柱都是独立运行，比较容易实现多组分分离。由于流动相流经层析柱时，再精密的布料器和集液器也无法做到整个横截面上每个点的线速度完全均匀一致，也无法完全消除罐壁效应。所以，单柱式层析往往无法获得满意的分离效果和效率，洗脱剂（流动相）的使用量也非常大。就好比给你一群骏马，你如果只让它们跑个二三百里地，你往往无法看出哪匹马好。如果你让它们跑上个百十里地，你可能就比较容易从中发现千里马。

单柱式层析无法获得满意的分离效果和效率，转盘式（MB）和循环顺序式层析（SMB）应运而生，相当于让快组分和慢组分跑圈跑出单柱式几倍甚至几十倍的路程来让它们分开得更加高效彻底。

循环顺序式层析因分离效果和性价比都比较高逐渐成为层析分离的主流机型。循环顺序式通过阀门切换顺次错柱的方式模拟转盘式移动床的柱移动切换过程，站在注料口的角度看，快组分移动比注料口移动快连续不断地超越，慢组分移动比注料口移动慢连续不断地落后得越来越远，掐头去尾，从而分别获得高纯度的快成分和慢成分，实现分离目的。用十六个字描述 SMB 的运行原理：循环冲刷，前聚后集，掐头去尾，各得其所。

循环顺序式层析的步序原理图：



二、层析分离与结晶的分离特性比较：

结晶是将目标物质以固体结晶的形式从溶液中提取出来的常用方法。结晶在完成提取功能同时还有分离纯化精制过程。

层析分离则是纯粹的分离装置，目标物质和杂质组分通过分离分别富集，获得含目标组分为主的提取液和含杂质组分为主的提余液。

溶液中的共晶杂质难于通过结晶来分离除去。同样，溶液中吸附解析速度接近的杂质难于通过层析分离来分开。

结晶需要通过降温或蒸发溶剂的方法来产生过饱和度推动力。层析分离则需要在解析过程添加大量的冲洗水，必然增加蒸发浓缩负担。虽然得益于高效节能 MVR 蒸发器的使用，层析分离的能耗仍然略大于结晶的能耗。

结晶很容易利用纯度 95%左右的原料获得纯度极高（比如 99.9%）的目标产品，层析分离则很难获得这种纯度绝对高的提取液。

单段结晶很难拉大晶体和母液的纯度差，特别是高纯度结晶时。层析分离则可以获得较高的纯度差，提余液纯度>95%同时提取液<10%的应用案例比比皆是。

层析分离几乎可以称为结晶的伴侣：

因纯度太低无法顺利结晶提取的原料，可以通过层析分离提高纯度后再结晶提取；

无法通过结晶再提取的母液，可以通过层析分离提高母液纯度后返到结晶实现再提取，结晶提取收率因而提高；

需要采用三段及以上结晶制度来兼顾成品质量和提取收率的品种，如能改用层析分离和单段结晶配合，因层析替代了两段及以上结晶同时还提高了提取率，可以获得不错的节能效果。

十一、工业节能之离子交换节能

1、从源头降低交换负荷

从源头降低交换负荷是通过加强工艺管理和改进工艺,降低进入离交工序物料的无机盐灰分含量,达到减少离交消耗的目的。比如现在很多大型淀粉工厂采用反渗透水来洗涤淀粉,虽然制水成本略有上升,但后续制糖车间的离交酸碱消耗和排废都降低了60%以上,综合经济效益非常明显。蔗糖炼精糖时管理好碳饱充工序,以及淀粉制糖时液化和糖化使用无需PH调节的酶制剂,生物发酵时优化盐类的添加配比,催化反应时减少盐类催化剂的使用,都可以从源头降低离交负荷。有许多行业,延续着传统和习惯传承下来的工艺痕迹,在当今节能减排大环境下,在探究原理的基础上重新审视工艺细节,经常会发现很多从源头上减少无机盐灰分而降低离子交换负荷的方法手段。

2、合理选用树脂和交换工艺

选用离交树脂主要应该考虑几个方面,一是尽可能选用大品牌树脂,二是树脂型号要与生产厂充分沟通,三是尽可能选用交换容量大的树脂,四是尽量采用颗粒度均匀的树脂,五要考虑树脂的耐温能力和抗压抗破碎能力。

树脂使用时要注意保护树脂延长树脂寿命,主要涉及四个方面,一是防止固体杂质(锐性固体或有机粘性物质)或重金属离子污染,二是防止树脂反洗跑失或柱底水帽破损跑失,三是防止运行温度过高,四是防止运行柱压差较大。树脂为有机高分子材料,高温时易破碎,一般情况下运行温度都应该低于55℃。离交柱要严格控制单柱过柱压差不能大于0.1MPa,否则有可能造成树脂大量破碎。离交柱需要合适的高径比的说法不准确,小直径的柱(比如实验室用离交柱),应该不低于某一高度才能达到想要的脱盐率。大直径的柱,比如直径大于3m的交换柱,基本无高径比一说,其高度应限制不得高于某个数值以免过柱压差太大。发酵行业所用离交柱其树脂装柱高度一般不得高于2.5米。

对于电导率 $>2000\mu\text{S}$ 或PH不在3.5~10.5之间的原料液,应采用单柱逐次离交的办法,以充分用尽树脂交换能力。酸性溶液先过阴柱、碱性溶液先过阳柱交换。但含钙或镁较高的溶液(比如木糖中和液和蔗糖炼糖饱充液),不管溶液PH多少,都应先经过氢型阳柱交换或钠型阳柱软化。钙或镁的存在会污染阴树脂并且造成阴树脂的板结,影响交换容量的发挥甚至破坏树脂。



对于电导率 $<2000\mu\text{S}$ 的原料液，采用串柱交换的方法可以一次性完成离子交换过程。串柱排列的办法有 6 柱串联 4 柱循环交换和 8 柱串联 5 柱循环交换两种办法。一般全自动的连续离交（转盘式或模拟移动床式），都是采用串柱的交换方式，可以达到树脂交换容量被充分使用和保证物料交换质量的双重目的。

6 柱串联 4 柱循环交换，即使用 6 个离交柱：1 号阳柱、2 号阴柱、3 号阳柱、4 号阴柱、5 号阳柱和 6 号阴柱，用 2、4 和 6 号柱的出料电导率指标来判断交换柱的失效。料液先经过 1 号→2 号→3 号→4 号进行交换，1 号和 2 号柱先失效，停止交换进行再生；料液改成 3 号→4 号→5 号→6 号进行交换，3 号和 4 号柱先失效，停止交换进行再生；料液再改成 5 号→6 号→1 号→2 号进行交换，5 号和 6 号柱先失效，停止交换进行再生。如此周而复始，依次进行交换和再生。如果料液酸性明显，6 个柱也可以采用阴、阳、阴、阳、阴、阳的排列方式。

8 柱串联 5 柱循环交换使用 8 个离交柱：1 号阳、2 号阴、3 号阳、4 号阴、5 号阳、6 号阴、7 号阳和 8 号阴，用 2、4、6 和 8 号柱的出料电导率指标来判断交换柱的失效。料液先经过 1 号→2 号→3 号→4 号→5 号进行交换，1 号和 2 号柱先失效，停止交换进行再生；料液改成 3 号→4 号→5 号→6 号→7 号进行交换，3 号和 4 号柱先失效，停止交换进行再生；料液再改成 5 号→6 号→7 号→8 号→1 号进行交换，5 号和 6 号柱先失效，停止交换进行再生；料液再改成 7 号→8 号→1 号→2 号→3 号进行交换，7 号和 8 号柱先失效，停止交换进行再生。如此周而复始，依次进行交换和再生。如果料液酸性明显，8 个柱也可以采用阴、阳、阴、阳、阴、阳、阴、阳的排列方式。

采用 6 柱串联 4 柱循环交换，还是采用 8 柱串联 5 柱循环交换，要看你希望最后出料柱是阳柱还是阴柱，也就是看你希望最后出料是呈微酸性还是微碱性。

重视离子交换脱灰（脱盐）的主要作用，但也不能忽略其吸附脱色（或吸附有机有害杂质）以及调节物料 PH 的辅助作用。

3、规范离子交换操

以葡萄糖溶液的一个阳柱和一个阴柱组成的一组离交柱的操作周期为例，建议按如下规程进行操作：

(1)、进糖顶水：按运行流量用糖液顶出离交前交换柱中积留水，0→10Bx 流出液外排到污水处理站，1→200Bx 流出液（甜水）返到合适工序， $>200\text{Bx}$ 流出液按合



格液送到下工序。

(2)、糖液离交 (运行): 上一步操作自动进入本步, 糖液先流经阳离子交换柱, 再流经阴离子交换柱后送至下工序, 糖液中的离子 (盐分) 大部分被去除。糖液的流量一般可以按 1~10BV (BV 数指流量为每小时装柱树脂体积倍数) 任意选择, 只要脱盐率达到要求、过柱压差不超 0.1MPa 和交换柱不致失效太快而来不及再生就行。当离交出料糖液电导率 $>100\mu\text{S}$, 本步操作结束, 需停止运行准备再生。

(3)、洗糖: 将运行糖液切换成洗水, 按 3BV 流量, 用水洗出离交柱中积留糖液。 $>20\text{oBx}$ 流出液按合格液送到下工序, $20\rightarrow 1\text{oBx}$ 流出液 (甜水) 返到合适工序, $<1\text{oBx}$ 流出液外排到污水处理站。当流出液 $<0.2\text{oBx}$, 本步操作结束。新型离交柱都有液位自动调节装置, 将运行液面控制在较低的水平。

(4)、离交柱泄压: 将柱内气压卸除, 本步操作结束。

(5)、反洗: 分别从阳柱和阴柱底部进水, 流经离交柱后从顶部排出以使树脂疏松并尽可能地洗去离交柱中积留的杂质。阳柱反洗流量为 10BV/h, 时间为 20 分钟; 阴柱反洗流量为 6BV/h, 时间为 30 分钟。洗涤时间到, 本步操作结束。如有需要, 可以定期在反洗前用压缩空气反冲树脂, 以使树脂更加疏松。

(6)、降低离交柱水位: 通压缩空气将离交柱中水部分压出, 使离交柱中的水位降低。当柱中水位降至约比树脂层高 50mm 时, 本步操作结束。

(7)、离交柱泄压: 将柱内气压卸除, 本步操作结束。

(8)、通入再生剂: 将稀 HCl 通入阳柱, 稀 NaOH 通入阴柱以使树脂与再生剂发生离子交换, 恢复树脂的交换容量。稀 HCl 液和稀 NaOH 浓度都以 4.0~5.0% 为宜。再生剂通量一般为 1BV 一小时。离交柱运行一定周期后还应交叉再生 (阳柱用碱阴柱用酸反再生后再正常再生) 以保持树脂活力。离交总负荷较大时, 还应该回收废酸碱, 让其在通入新再生剂前预处理树脂一次。

(9)、降低离交柱液位: 通压缩空气将离交柱中再生剂部分压出, 使离交柱中的液位降低。当柱中液位降至约比树脂层高 50mm 时, 本步操作结束。

(10)、再生剂洗涤: 将洗涤水从离交柱顶部通入, 从底部排出以洗出离交柱中积留的再生剂。阳柱和阴柱的洗涤流量都为 4BV/h, 时间为 60 分钟。洗涤时间到, 本步操作结束。

(11)、最终反洗：将水从阴柱底部通入由顶部排出，以使树脂疏松，并尽可能彻底地洗出树脂中残留的再生剂。阳柱反洗流量为 10BV/h，时间为 10 分钟；阴柱反洗流量为 6BV/h，时间为 15 分钟。洗涤时间到，本步操作结束。

(12)、降低离交柱水位：通压缩空气将离交柱中水部分压出，使离交柱中的水位降低。当柱中水位降至约比树脂层高 50mm 时，本步操作结束。

(13)、离交柱泄压：将柱内气压卸除，本步操作结束。

(14)、等待使用：离交柱中的树脂已经再生好，可再次用于与糖液离交以精制糖液。

从离子交换运行周期的操作过程可以看出，在离交柱中切换通入不同工作物料(料、洗涤水和再生剂)前，都需要压离交柱液位。其实只要压液位操作贯彻彻底，普通离交柱对再生剂和洗涤水的消耗也可以降得较低。

老式离交柱的底部椭圆封头容量不小，相当于在离交柱中切换通入不同工作物料前，会积留过多的上一种工作物料，从而造成下一种工作物料在冲稀上一种物料时消耗过多。所以将椭圆封头更换成带集液器的平底封头或碟形封头，可以明显减少其容量，也是离子交换节约节能的一个非常有效的手段。

4、逆流自动离交系统

逆流自动离子交换系统实际上属于近似逆流及近似连续离子交换系统，主要有三种型式：转盘式、转头式和阀阵式。转盘式是大转盘背着离交柱间断式旋转来实现自动切换柱体；转头式则离交柱固定不动，通过分配盘的间断式旋转来实现自动切换柱体；阀阵式离交柱固定不动，也没有旋转的分配盘，而是通过由大量阀门组成的阀门阵列间断式开闭来完成自动切换柱体。



比利时 PURITECT 转头式逆流自动离交系统



转盘式逆流自动离交系统



西安蓝晓阀阵式逆流自动离交系统

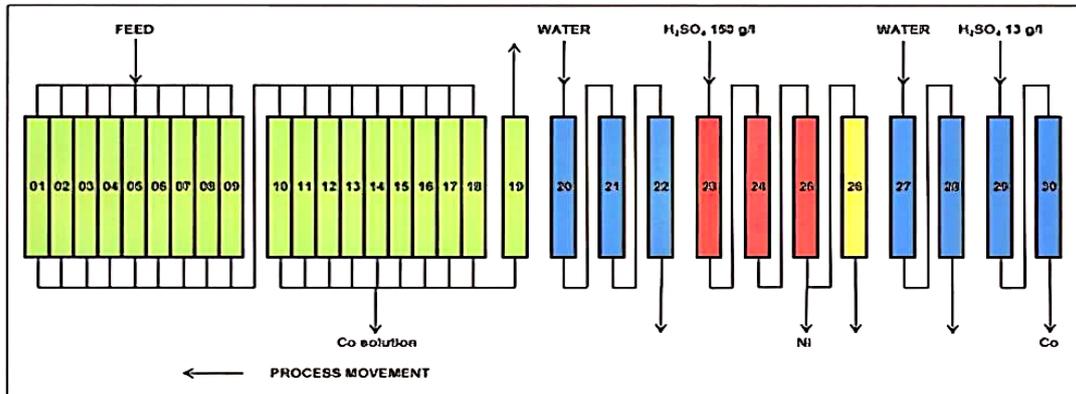
三种逆流自动离交系统在国内都有应用，也各有优缺点，转盘式因制造厂商众多，造价相对亲民；转头式结构精巧，维修方便；阀阵式震撼感和眩晕感较强。

三种逆流自动离交系统的工作原理完全一致，众多的离交小柱（以 30 柱系统阳柱为例）按照功能分区排列，每间隔一个固定时间，所有小柱依次由 30 号工位向前移动切换一个工位，直到抵达 1 号工位后再切换至 30 号工位循环往复，实现自动连续离交的过程。对每个柱来讲，其从 30 号工位逐步切换到 1 号工位的过程依次经历顶料区、洗涤区、再生区、洗涤区、顶水区、二级交换区、一级交换区，完成该柱的一个再生交换周期。

逆流自动离交系统之所以节能，就在于其每个小交换柱完成每个再生交换周期时都是以近似逆流的方式实施。再生剂、水以及树脂交换能力都得到了充分利用。与传统且

优良离交工艺的离交系统相比，节约再生剂在 15~20%，节约再生用水在 20~30%。越是交换负荷绝对量大的场合，越容易通过节约运行成本回收抵扣其高昂的投资。

30 柱逆流自动离交系统原理图



十二、工业节能之干燥节能

1、水分挥发的推动力

含湿固体颗粒在干燥机内的干燥过程中，普遍的现象是温度越高，干燥速度越快。这很容易让人认为温度是干燥过程的推动力。实际上，温度只是将热量从热空气或导热壁传导给含湿固体颗粒的推动力，含湿固体干燥过程的水分挥发推动力其实是湿度差，即含湿固体的湿度与干燥空气的湿度之差，或者说是含湿固体表面的水蒸气分压与干燥空气的水蒸气分压之差。这也是低温干燥和冷冻干燥之所以能够实施的原因。

在一定的温度下一定体积的空气里含有的水汽越少，则空气越干燥；水汽越多，则空气越潮湿。空气的干湿程度叫做“湿度”。空气的绝对湿度是指每单位容积的气体所含水分的重量，一般用 mg/L 或 g/m³ 为单位；空气的相对湿度是指绝对湿度与该温度饱和状态下空气中水蒸气含量之比，用百分数表达；空气的饱和湿度是指在一定的气压和一定的温度的条件下、单位体积的空气中能够含有水蒸汽的极限数值。

常压下，不同温度空气的饱和湿度和饱和分气压



温度 /°C	饱和湿度 饱和分气压 g/m ³ //mbar						
1	5.2/6.6	31	32.1/45.1	61	135.6/209.1	91	433.6/728.6
2	5.6/7.1	32	33.9/47.7	62	141.5/218.9	92	448.9/756.5
3	6/7.6	33	35.7/50.5	63	147.6/229.1	93	464.7/785.3
4	6.4/8.2	34	37.6/53.4	64	154/239.6	94	481/815
5	6.8/8.8	35	39.7/56.4	65	160.6/250.6	95	497.7/845.6
6	7.3/9.4	36	41.8/59.6	66	167.4/262	96	514.9/877.1
7	7.8/10	37	44/62.9	67	174.5/273.9	97	532.5/909.7
8	8.3/10.8	38	46.3/66.5	68	181.8/286.2	98	550.6/943.2
9	8.8/11.5	39	48.7/70.1	69	189.3/299	99	569.3/977.7
10	9.4/12.3	40	51.2/74	70	197.1/312.2	100	588.4/1013
11	10/13.2	41	53.8/78	71	205.2/326	101	608/1050
12	10.7/14.1	42	56.5/82.2	72	213.6/340.2	102	628.2/1088
13	11.4/15	43	59.4/86.7	73	222.2/355	103	648.9/1126
14	12.1/16	44	62.4/91.3	74	231.1/370.3	104	670.1/1166
15	12.9/17.1	45	65.5/96.1	75	240.3/386.1	105	691.9/1208
16	13.7/18.2	46	68.7/101.1	76	249.8/402.5	106	714.3/1250
17	14.5/19.4	47	72/106.4	77	259.6/419.5	107	717.2/1293
18	15.4/20.7	48	75.5/111.9	78	269.8/437.2	108	760.7/1338
19	16.3/22	49	79.2/117.7	79	280.2/455.4	109	784.8/1384
20	17.3/23.5	50	82.9/123.7	80	291/474.2	110	809.5/1431
21	18.4/24.9	51	86.9/130	81	302.1/493.8	111	834.8/1480
22	19.5/26.5	52	91/136.5	82	313.6/513.9	112	860.8/1530
23	20.6/28.2	53	95.2/143.3	83	325.4/534.8	113	887.4/1581
24	21.8/29.9	54	99.6/150.4	84	337.5/556.4	114	914.6/1634
25	23.1/31.8	55	104.2/157.8	85	350.1/578.7	115	942.5/1688
26	24.4/33.7	56	109/165.5	86	363/601.7	116	971.1/1744
27	25.8/35.8	57	113.9/173.6	87	376.3/625.5	117	1000/1801
28	27.3/37.9	58	119/181.9	88	390/650	118	1030/1860
29	28.8/40.2	59	124.4/190.6	89	404.1/675.4	119	1061/1920
30	30.4/42.6	60	129.9/199.7	90	418.6/701.6	120	1092/1982

相对湿度用 RH 表示。相对湿度的定义是单位体积空气内实际所含的水气密度（用 d1 表示）和同温度下饱和水气密度（用 d2 表示）的百分比，即 $RH (\%) = d1 / d2 \times 100\%$ ；另一种计算方法是：实际的空气水气压强（用 p1 表示）和同温度下饱和水气压强（用 p2 表示）的百分比，即 $RH (\%) = p1 / p2 \times 100\%$ 。两种方法计算结果相近又不完全一致。

一定温度和压力下，一定数量的空气只能容纳一定限度的水蒸气。当一定数量的空气在该温度和压力下最大限度容纳水蒸气，这样的空气称饱和空气；未能最大限度容纳水蒸气，这样的空气称未饱和空气。假如空气已达到饱和状态，人为的把温度下降，这时的空气进入一个过饱和状态，水蒸气开始以结露的形式从空气中分离出来变成液态水，所以又把空气达到饱和状态下的温度称为空气的露点温度。

用温度计实际测得的空气温度，常采用摄氏温度，叫做空气的干球温度。

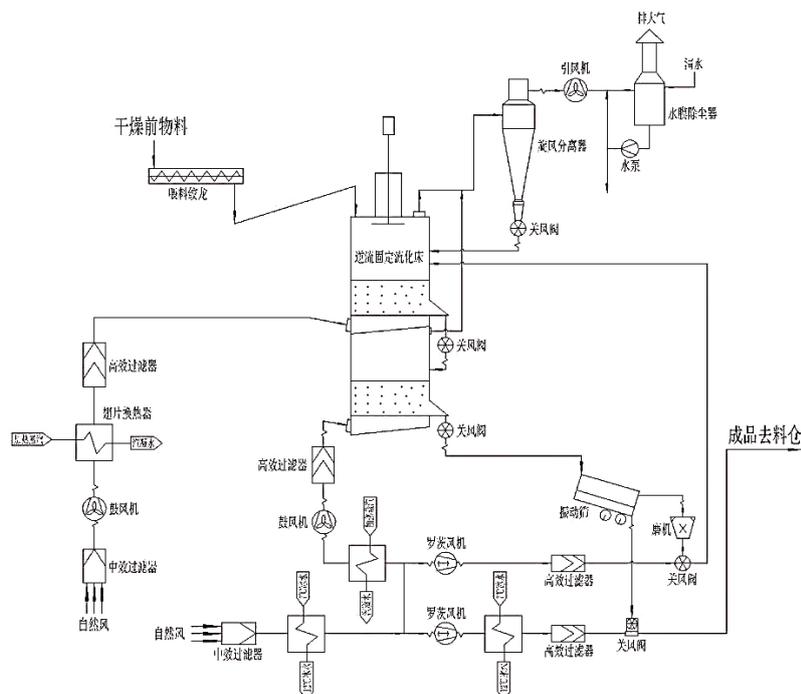
用湿球温度计测得的温度，也常采用摄氏温度，叫做空气的湿球温度。在老式医疗用的温湿度计右边的那条温度计上面就写着湿球温度。它的构造，是在温度计的感温球

包绕上一层棉纱，棉纱引到下面的水槽里，水槽注满水，水被棉纱吸上来包围着温度计的感湿球。水在常温下蒸发必须有外界的热能支持才能进行，热能的供给速度和水蒸发的速度达到一个稳定的平衡，而在这个平衡界面的温度就是湿球温度。湿球温度实际上反映的是空气相对湿度的大小，近似于露点温度。

含湿固体颗粒刚进入干燥设备时，由于含湿量相对较大，其表面水蒸气分压也较大，与干燥空气的水蒸气分压差较大，所以干燥速度较快。随着干燥的进行，固体颗粒含湿越来越低，其表面水蒸气分压则越来越小，与干燥空气的水蒸气分压差也越来越小，所以干燥速度也越来越慢。或者可以换一个方式理解，干燥刚开始时，含湿固体颗粒的露点温度较高，其中的水分很容易挥发到低露点温度的干燥空气中，随着干燥的进行，固体颗粒含湿越来越低，其干物浓度则越来越高，干物浓度的上升会使得其露点温度降低，当露点降到与干燥空气露点一样时，干燥推动力丧失，固体颗粒的水分降到极限不再继续下降，除非进一步降低干燥空气露点。冷冻干燥正是依靠抽高真空将干燥空气的露点降低到零下几十度来维持干燥推动力而实现干燥过程。

2、逆流流化床干燥机

节能型连续式逆流流化床干燥冷却一体机组为全自动工作机组，可以满足最终产品绝对水分要求很低（最低可达 0.01%），而且成品有抗结块要求的产品的烘干。特别适合于有机酸、糖类或糖醇类晶体的干燥，同时也适合于其它晶体或颗粒物料的干燥，也很容易制造成符合 GMP 要求的机组供制药企业使用。其工作原理图如下：



流化床干燥冷却一体机组的主机是一台圆筒式连续逆流固定流化床,该流化床分成上下两段,上段为流化床干燥,下段为流化床冷却。其上段为主干燥器,95~98%的水分蒸发由其完成;下段使用低温冷干风来完成最终的烘干和将物料冷却到20~25℃。晶体依靠重力落入圆筒式逆流固定流化床干燥机,被从底部吹入的热风吹成沸腾状态(沸腾高度约1.5米),晶体与热风充分逆流接触(接触时间10分钟以上),水分迅速而彻底被蒸发去除。烘干晶体通过流化床干燥段底部闭风阀均匀连续取出后,落入下部的逆流流化床冷却段,被从底部吹入的冷干风吹成沸腾状态(沸腾高度约1.2米),晶体与冷干风充分逆流接触(接触时间6分钟以上),完成冷却后被一体机底部闭风阀均匀连续取出,然后送去方形振动筛筛分。通过筛分将成品气流输送到料仓,团粒则送去搓散后再气流输送返料回干燥机。逆流流化干燥的尾风含湿量大且干燥温度低(一般50℃以下),既降低了干燥对风量的需求实现了高效节能,又减少了干燥过程对热敏物料的损害。同样,圆筒式逆流固定流化床冷却机,由于物料与冷风完全逆流接触,对冷干风的风量的需求也非常低,实现了冷源的高效节能。

逆流流化床干燥冷却一体机,其操作过程可以完全实现自动控制。由于沸腾高度较高,解决了物料走短路问题,物料干燥均匀,成品质量稳定。而且,干燥机内特殊结构的筛板,既能控制晶体前进的速度均衡平稳,又能避免停风后晶体落入风道内。

3、干燥尾风废热回收

很多干燥系统的尾风排放温度都比较高,有的60℃左右,有的在90℃以上甚至100℃以上。正因为干燥系统尾风温度相对较高,一般企业的生产线很容易找到更低湿的吸收部位来回收其中能源。但是,干燥尾风的能源回收一定要注意尾风的含湿量,干燥尾风属于富含湿空气,当尾风含湿量大时,回收的能量主要是其中的水分冷凝时释放出来的能量;当尾风含湿量低时,风因降温而释放的显热才是回收能量的主要部分。

玉米深加工企业大量采用管束干燥机来烘干胚芽、蛋白和纤维等副产品,其干燥尾风温度93~95℃,含湿量在300~350g/m³,相当于湿球温度82~84℃。以干球温度93℃湿球温度82℃尾风来计算,尾风含湿量313.6g/m³,当其被引入废热蒸发器头效用于浓缩玉米浆(淀粉企业)或酒糟清夜(酒精企业)时,尾气被冷却到72℃,含湿量降到213.6g/m³,则每立方尾气释放出水汽冷凝潜热约为 $(313.6-213.6) \times 2.3\text{KJ}=230\text{KJ}$,而同时干空气释放出来的显热则约为 $1.20\text{KG} \times 1.0\text{KJ/Kg} \times (93-72)=25.2\text{KJ}$,尾气中水汽冷凝潜热占到释放热量总值的约90%。当尾气温度继续从72℃冷却到56℃,含湿量降到109.0g/m³,则每立方尾气继续释放出水汽冷凝潜热约为 $(213.6-109.0) \times 2.35\text{KJ}=245.8\text{KJ}$,同时干空气释放出来的显热则约为 $1.22\text{KG} \times 1.0\text{KJ/Kg} \times (72-56)=19.5\text{KJ}$,尾气中水汽冷凝潜热占到释放热量总值的约92.6%。当前的技术,回收尾风中能源用于驱动多效蒸发器,完全能够实现玉米浆或酒糟清夜的



浓缩不再消耗锅炉生蒸汽。

高含湿尾气废热回收后，排放时基本是饱和空气，排放温度如高于 60℃，则其能源回收不够充分，而且排放口呈现明显类水蒸气白色雾气。干燥系统尾风回收废热还应注意配备循环水洗涤系统清洗其中悬浮固体颗粒，以保持回收设备换热表面的清洁实现设备连续稳定运行，循环水洗涤过程尾风的湿球温度基本不会下降，能量丢失也极为有限。

设计尾风废热回收单元时，测定尾风的含湿量或湿球温度很重要，关系到可回收能量的准确核算。

低含湿干燥系统尾风的废热回收则相对实施的要少，主要原因是单位尾风含能量相对较少，回收价值要打折扣。很多企业想通过干燥尾风和干燥新风的换热来回收废热，但受限于风风换热器可选型式和昂贵造价的制约，成功实施的很少。对于干燥尾风和干燥新风温差较大的场合，采用循环水导热来回收废热是一个不错的选择，回收设备投入较低，能源回收率也还令人满意。

4、干燥新风预热

寻找废热对干燥系统的新风进行预热可以取得非常有效的节能效果。很多企业的蒸发浓缩系统末效去真空抽凝的废弃二次蒸汽温度在 50℃左右，品位虽低，但蕴含的能量数却很庞大。通过真空抽引利用其来预热干燥系统的新风，可以将新风温度加热到 45℃，特别对于东北年平均气温低于 15℃的企业，新风预热到 45℃二次蒸汽替代生蒸汽的比例非常高，可以采用板式换热器来预热，设备投资也较低，节能效益非常明显。许多淀粉厂利用废弃二次蒸汽预热淀粉烘干新风，也取得了可观经济效益。



附录、节能相关快速估算：

1、水蒸气潜热快速估算：

- ①、1吨蒸汽可以让1吨水温度上升约550℃（不是上升到550℃高温）；
- ②、1吨水升温1℃约需要消耗蒸汽1.8Kg。

2、糖液比热（相对于水）的快速估算：

糖液的比热 $\approx 1 - \text{糖液浓度} \div 2.09$

比如25%的糖液，其比热为 $1 - 0.25 \div 2.09 \approx 0.88$ ，按计算器时还可以这样按更快： $0.25 \div 2.09 - 1 = -0.88$ ，然后不看“-”号。

3、冷却水消耗量的快速估算：

冷凝1吨蒸汽约需消耗温升8℃的30℃循环冷却水70吨。

4、管道的建议最大输送能力的快速估算：

DN100的管道水平直线输送500米管损 $< 0.1\text{MPa}$ 的最大输送能力分别为：

- ①、水： $60\text{M}^3/\text{h}$ ；
- ②、60%浓度以下糖液或淀粉乳： $28\text{M}^3/\text{h}$ ；
- ③、 0.6MPa （表压）水蒸气： $2.5\text{T}/\text{h}$ ；
- ④、 0.7MPa （表压）压缩空气： 3000 标准 M^3/h 。

5、旋转设备（搅拌、离心泵、离心风机等）功耗和转速与叶轮直径关系的快速估算：

- ①、功耗与转速的三次方成正比；
- ②、功耗与叶轮直径的五次方成正比；

6、蒸发加热面积的快速估算：

每小时蒸发1吨水需要的蒸发器加热面积（平米）



$\approx 600 \div \text{有效传热温差}$

$\approx 600 \div (\text{实际传热温差} - \text{溶液沸点升高})$

比如蒸发末效壳程 70℃，尾气 60℃，物料沸点升高 2℃，则末效蒸发 1 吨水需要的加热面积 $\approx 600 \div (70 - 60 - 2) = 75$ 平米。

7、板式换热器换热面积的快速估算：

先将传热量折算成消耗蒸汽量，板式换热器所需面积(平米) \approx 蒸汽量 (T/h) \times 600 \div 对数平均传热温差 \approx 蒸汽量 (T/h) \times 600 \div 两端平均传热温差。

比如 35℃ 循环冷却水将 50T/h 浓度 50% 糖液从 70℃ 冷却到 50℃，冷却水出水温度 43℃。则传热量 = 将 50 吨/h 糖冷却 20℃ 传热量 = 将 50 吨/h 糖加热 20℃ 传热量 = 将 38 吨/h 水 (50% 浓度糖液比热 0.76) 加热 20℃ 传热量 = 消耗蒸汽量 $38 \times 20 \times 1.8 \text{Kg/h} =$ 消耗蒸汽量 1.368T/h

两端传热温差 (逆流换热) 分别为 $50 - 35 = 15^\circ\text{C}$ 和 $70 - 43 = 27^\circ\text{C}$ ，两端平均传热温差为 21℃。

所需板式换热器面积 $\approx 1.368 \times 600 \div 21 = 39$ 平米。

8、离心泵装机功率快速估算：

离心泵的装机 (W) \approx 流量 (M^3/h) \times 扬程 (m) $\times 3.5 + 1500$ 。

9、离心风机装机功率快速估算：

风机的装机 (W) \approx 流量 (M^3/h) \times 风压 (KPa) $\times 0.45$ 。

10、MVR 蒸汽压缩机电耗快速估算：

MVR 蒸汽压缩机每小时电耗 (KWh) \approx 压缩量 (T/h) \times 压缩温升 ($^\circ\text{C}$) $\times 2.5$ 。

比如压缩量 5T/h 压缩温升为 12℃ 的 MVR 的电耗 $\approx 5 \times 12 \times 2.5 = 150$ 度/h。

11、配套汽轮发电机组容量快速估算：



3.82MPa 中压锅炉配套汽轮发电机组容量 (MW)

$$\approx \text{锅炉蒸发量 (T/h)} \div 5.2;$$

5.4MPa 高压锅炉配套汽轮发电机组容量 (MW)

$$\approx \text{锅炉蒸发量 (T/h)} \div 4.4;$$

9.8MPa 高压锅炉配套汽轮发电机组容量 (MW)

$$\approx \text{锅炉蒸发量 (T/h)} \div 4.1;$$

13.7MPa 超高压锅炉配套汽轮发电机组容量 (MW)

$$\approx \text{锅炉蒸发量 (T/h)} \div 3.3;$$

26.2MPa 超临界锅炉配套汽轮发电机组容量 (MW)

$$\approx \text{锅炉蒸发量 (T/h)} \div 3.1。$$

比如 410T/h 的 9.8MPa 高压锅炉配套汽轮发电机组容量 $\approx 410 \div 4.1 = 100\text{MW}$

12、离心机分离因数

离心机的分离因数 $\approx \omega^2 \times 2D$

上式中 ω 为离心机转速，单位为转/秒；D为离心机筛篮内径，单位为米。



河北乐开节能科技股份有限公司

河北乐开节能科技股份有限公司

地址：河北省石家庄市裕华区裕东街道谈固南大街与东岗路交口东创中心T2座2202

电话：0311-858587570

联系人：陈经理 15830195580

网站：www.starchsugar.com.cn



中文网站



微信公众号