

丁二烯装置萃取精馏单元先进控制系统的设计与实现

孟庆丰 (福建联合石油化工有限公司, 福建 泉州 362800)

摘要: 丁二烯萃取精馏装置是 C₄ 联合装置中的关键部分。丁二烯萃取精馏装置的平稳性、产品质量以及节能性的优化能够有效提高企业的经济效益。为了实现以上目的先进控制技术的应用十分关键。本文主要讲述先进控制在丁二烯装置萃取精馏过程中设计与实现, 分析先进控制技术对装置带来的效益。

关键词: 丁二烯装置; 先进控制技术; DCS

0 引言

目前, 在石油化工生产过程中, PID 控制仍然是过程控制的主要控制手段, PID 控制的特点是能够实现简单、单一的控制回路的平稳操作和运行, 在被控变量偏离设定值时才会做出相应的调节控制, 这样会带来时间滞后的问题。同时, 工艺过程控制往往具有很强的耦合性、非线性以及滞后性等特性, 这些特性大多处于生产的关键部位, 直接关系到产品的质量、产品收率、和能耗等经济指标, 这些问题无法通过 PID 控制策略来很好的进行控制。

某石化公司丁二烯萃取精馏工艺生产过程中存在着众多问题, 如: 装置提降负荷工艺波动大、塔釜液位不稳定及回流比控制不理想等问题, 这些都对工艺生产带来了不同程度的扰动, 甚至影响到产品质量的控制。因此, 该石化公司针对丁二烯萃取精馏装置的工艺工况及操作难点, 引进了美国 Aspen 公司的 DMCPlus 先进控制系统, 对整个单元进行控制优化并取得良好结果。

1 APC 控制系统组成

1.1 DMCPlus 先进控制系统

DMCPlus 先进过程控制系统 (Advanced Process Control) 是将整个生产装置或者某个工艺单元作为一个整体研究对象, 通过现场测试, 量化描述各变量之间的相互关系, 建立过程多变量控制器模型。利用该模型可以预报其在未来一段时间内装置运行的变化情况, 提前调节多个相关的操作变量, 为生产操作提供指导, 从而提高装置运行的平稳性。

DMCPlus 控制器的工作过程分预测阶段、线性规划阶段和动态计算阶段为三个部分, 如图 1 中虚线部分所示。

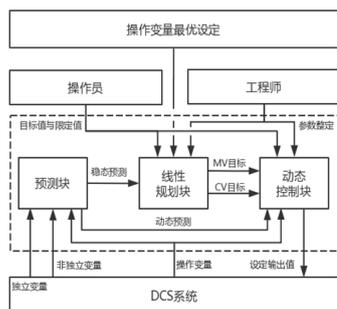


图 1 DMCPlus 控制器的工作原理

预测阶段: 控制器根据输入值和内部模型预测装置

的未来变化, 并且用前一周期的预测值与当前实际值比较, 二者的偏差用来矫正预测结果。控制器确定操作变量和前馈变量的变化对被控变量的影响, 并矫正预测值。

线性规划阶段: 该阶段的目的是确定操作变量和被控变量的值, 以满足控制目标、获得最大经济效益和最小消耗。

动态计算阶段: 动态控制计算的目的是确定操作变量的调节步幅, 使它达到线性规划得到的稳态目标, 并使被控变量在稳态时间内, 它的实际值与目标值之间的偏差最小。

动态控制计算不仅确定操作变量的当前调节值, 而确定一系列未来的调节。每个控制器周期都要进行动态控制计算, 因此控制计划将随装置操作条件和预测偏差的变化而改变。

1.2 控制系统结构

控制系统以现场原有的 Emerson 公司 DeltaV 系统为基础实施先进控制, 并确保先进控制系统与原先 DCS 系统具有独立性。控制系统结构如图 2 所示。

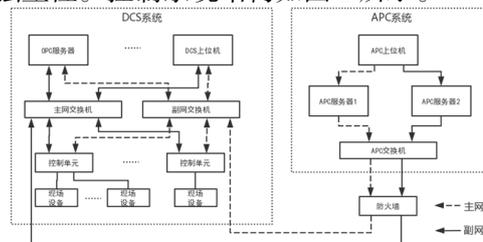


图 2 控制系统结构图

先进控制系统包含两个冗余 APC 服务器, 一台上位机。APC 服务器完成通道建立、模型建立与逻辑功能运算等功能。整个系统分为主网络与副网络, 分别接入到 DCS 主副网交换机。在 APC 服务器与 DCS 网络间加入防火墙, 保证两个系统数据正常交互同时对两个系统进行保护。

APC 系统利用 DCS 系统中 OPC 服务器实时读取生产过程中需要的数据, APC 服务器经过运算后将计算出的预测值、状态值与操作变量等参数写入 DCS, 操作人员通过 DCS 上位机完成对生产过程监控, 实现人机交互。

2 丁二烯抽提装置萃取精馏单元 APC 设计与实现

2.1 工艺流程简述及控制目标

丁二烯装置萃取精馏过程分为两部分: 第一萃取精

馏部分、第二萃取精馏部分，本文仅对第一萃取精馏部分进行设计与实现。DMF法1,3-丁二烯萃取精馏工艺的原理是在第一萃取精馏塔中采用一定的溶剂比，先将反丁烯、丁烷等较难溶于DMF中的组分以抽余油的方式从C₄馏份中脱除，这部分包括的设备有：进料蒸发器D10001、第一萃取塔C10001A/B，出料闪蒸罐D10003以及有第一汽提塔C10002及其附属设备。图3为第一萃取精馏部分工艺流程简图。

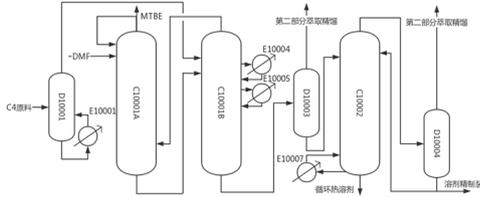


图3 第一部分萃取精馏流程简图

裂解C₄原料送至进料蒸发罐D10001蒸发，其蒸发热来自二台汽提塔C10002和C20003塔釜的循环热溶剂提供。C₄原料在蒸发罐D10001汽化后送至第一萃取精馏塔C10001B上部。溶剂DMF送至C10001A塔塔顶。根据原料的变化，适当调节溶剂加入量，以控制1,3-丁二烯的损失和釜液的组成。

C10001B塔釜出来的物料进入出料闪蒸罐D10003中减压闪蒸，闪蒸出来的物料直接进入第二萃取塔。D10003釜底物料进入第一汽提塔C10002，在该塔内碳

四烃类从溶剂中全部汽提出来。一部分经冷凝后而收集的溶剂作为回流返回到C10002塔顶，一部分送至萃取精馏第二部分。

C10002塔釜热溶剂首先作为E10004、E10005的热源，其次用于第二精馏塔溶剂再沸器，然后用于E10001和第一精馏塔再沸器作热源。

根据设计参考数据以及装置历史运行情况综合分析，第一萃取精馏部分控制目标如下：在保证安全约束的前提下，实现控制器自动提降负荷；自动调节溶剂进料量，实现溶剂比的自动跟踪和优化控制；稳定B塔和第一汽提塔液位的控制，优化A塔塔顶BD含量控制；优化B塔和第一汽提塔温度控制，降低蒸汽消耗。

2.2 控制策略

2.2.1 实现自动提降量的控制

装置提降负荷后后续各塔需要做相应的调整，容易引起装置的波动，APC控制系统设计了丁二烯控制器自动提降负荷功能，只需要操作人员在APC控制器界面上输入需要调整负荷的目标值，APC控制器会自动提降负荷。控制器设计了溶剂比和回流比的控制，根据各塔负荷变化实现自动调整各塔回流及热源控制，保证产品质量稳定。

2.2.2 A塔塔顶BD含量控制

先进控制系统选用A塔回流量作为操作变量，塔釜

表1 设计变量对应表

被控变量 (CVs)		操作变量 (MVs)		前馈变量 (FFs)	
位号	描述	位号	描述	位号	描述
FeedBD	纯BD进料 (FIC10101*AI1010A3)	FIC10101SP	混合C ₄ 进料	FIC10203	A塔釜抽出
C10001SR	一萃溶剂进料量 / 混合C ₄ 进料 (FIC10201/FIC10101)	FIC10201SP	一萃溶剂进料量	FIC10401	B塔蒸汽
AI10301	A塔顶BD含量	FIC10202SP	A塔回流	TIC10401	B塔釜温度
LIC10202	A塔液位	FIC10203SP	A塔釜抽出	FIC10503	D10003抽出
C10001RR	A塔回流 / 一萃溶剂进料量 (FIC10202/FIC10201)	FIC10501SP	B塔釜抽出		
LIC10402	B塔塔釜液位	FIC10503SP	D10003抽出		
LIC10502	D10003底液位	FIC10602SP	C10002蒸汽		
TI10602	C10002灵敏板温度	FIC10601OP	C10002塔釜抽出		
LIC10602	C10002塔釜液位				

表2 其余模型变量关系表

稳态型模型参数				
被控变量 CV	操作变量 MV	GAIN	说明	
AI10301.PV	FIC10201.SP	-0.7726	T _{ss} :90min, 模型延迟: 18min	
C10001SR.PV	FIC10201.SP	0.042	T _{ss} :80min, 模型无延迟	
C10001RR.PV	FIC10202.SP	0.04	T _{ss} :22min, 模型无延迟	
TI10602.PV	FIC10602.SP	0.7918	T _{ss} :40min, 模型无延迟	
	前馈变量 MV	GAIN		
	TIC10401.SP	0.3087	T _{ss} :112min, 模型延迟: 8min	
积分型模型参数				
被控变量 CV	操作变量 MV	RAMP	说明	
LIC10202.PV	FIC10203.SP	-0.0725	模型无延迟	
LIC10502.PV	FIC10501.SP	0.1883	模型无延迟	
	FIC10503.SP	-0.1239	模型无延迟	
LIC10602.PV	FIC10601.OP	-0.4016	模型延迟: 7min	
	前馈变量 MV	RAMP		
	FIC10503.SP	0.0405	模型延迟: 9min	

温度作为干扰变量,来提前调节实现 A 塔塔顶 BD 含量的稳定控制。由于分析仪分析频次为 6min/次,APC 控制器中设置为间歇变量控制,为防止分析仪出现坏值或突变,在控制器中开发分析仪值的判断逻辑,过滤坏值,保证产品质量控制的平稳性。

2.2.3 第一汽提塔的控制

先进控制器选用塔釜蒸汽作为操作变量,选用 B 塔釜温作为前馈变量,通过控制预测提前调整,保证第一汽提塔灵敏板温度稳定。通过数据分析发现该温度偶尔变化趋势较快,控制器中设计外部目标控制,使该温度尽可能的保证在较稳定的控制范围内。

2.2.4 液位控制

第一萃取 APC 控制器设计了 B 塔塔釜液位、第一汽提塔塔釜液位及闪蒸罐液位的自动控制,以稳定各塔的操作,降低操作劳动强度。对于液位的控制我们设计允许液位有一定的偏离值,但保证抽出量的相对稳定,以保证对后续各塔或下游单元造成扰动。

2.3 控制器设计及模型建立

2.3.1 第一萃取精馏部分控制器设计

根据装置工艺流程以及控制方案,确定操作变量(MVs)、被控变量(CVs)与前馈变量(FFs),如表 1 所示。

2.3.2 第一萃取精馏部分模型建立

模型的建立是 APC 实现控制最重要的环节,控制器根据所建立的模型预测参数变化,并根据限制条件提前对控制变量进行调整,提高装置运行的平稳性。

纯 BD 进料 FEEDBD 控制模型如图 4 所示。

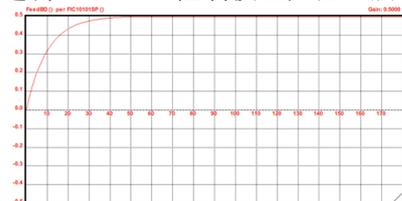


图 4 纯 BD 进料 FEEDBD 控制模型

上图横坐标为时间 (min),该图表示当发生阶跃变化后纯 BD 进料与混合 C₄ 进料量之比随时间变化趋势,稳态时间为 50min。即稳态后混合 C₄ 增加一个单位进料量,纯 BD 进料增加 0.5 个单位。

B 塔塔釜液位模型如图 6 所示。

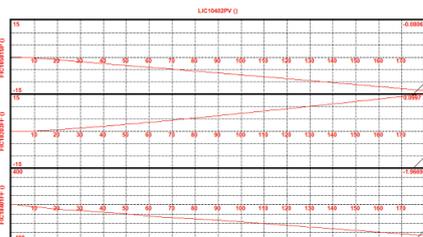


图 5 B 塔塔釜液位模型

上图横坐标为时间 (min),轴坐标自上而下为 B 塔塔釜液位与 B 塔抽出之比、B 塔塔釜液位与 A 塔抽出之比及 B 塔塔釜液位与 B 塔蒸汽之比,该图表示当发生阶跃变化后模型参数之比随时间按照对应斜率变化趋

势。其中 B 塔抽出模型存在 5min 滞后, A 塔抽出模型存在 10min 滞后。

其余模型参数如表 2 所示。

3 投用效果

3.1 标准偏差降低

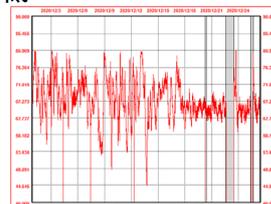


图 6 B 塔塔釜液位 APC 投运前后效果图

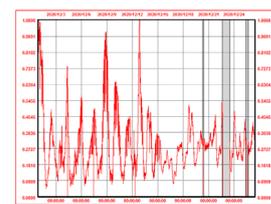


图 7 B 塔顺丁烯含量 APC 投运前后效果图

2020 年 12 月 15 日 APC 正式投用,上图为部分关键过程变量对比图。B 塔塔釜液位标准方差由原先 6.298 降为 2.581,标准差降低率为 59.0%。B 塔顺丁烯含量标准方差由原先 0.324 降为 0.295,标准差降低率为 62.2%。

APC 系统投用后明显降低了各工艺关键参数的波动,使其稳定在一个较小的范围里,有助于稳定塔的萃取精馏效果和产品质量,并且减少了工艺人员操作强度。

3.2 蒸汽消耗降低

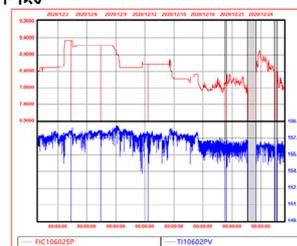


图 8 FIC10602/TI10602 投运前后效果图

2020 年 12 月 15 日 APC 正式投用,上图为部分关键过程变量对比图。C10002 蒸汽量平均值降低 0.622, C10002 灵敏板温度平局值降低 1.031。

APC 系统在产品质量合格的情况下控制器会逐步降低参数平均值,而这样做的目的就是减少蒸汽消耗。虽然降低幅度不是很大,但是 APC 主要收益是长期累计性收益。

4 结语

APC 控制系统在丁二烯装置萃取精馏过程中的应用,显著提高了该装置的运行平稳性,大大降低了操作人员的劳动强度,使装置操作人员有更多的时间与精力来思考操作上的优化。APC 控制系统通过多变量预估优化控制,提高各塔液位的稳定性,通过对塔灵敏板温度、溶剂比和回流比的优化控制,提高了该过程萃取收率,并降低了溶剂消耗和蒸汽消耗,提升了装置的操作安全性,为装置带来了较为客观的经济效益。