5万吨/年焦化粗苯加氢精制工程工程

工艺包及设计说明书

xxxxxxx公司

二00七年七月六日

名目	Tab
工艺技术方案	1
建设投资估算	2
工艺包及设计提交时间	3
工程建设周期	4
公司简介及资质	5
公司业绩	6

1.工艺技术方案

1.1.　装置概况

1．.1.1 装置名称及装置规模

装置名称; 5 万吨/年粗苯加氢工程 50kt/a 焦化粗苯加氢精制工程

装置规模 5 万吨/年(粗苯进料)

1.1.2 装置的工艺路线界定

工艺包及设计范围为装置边界限以内设施，主要由以下五局部组成：

1、重芳烃的脱除

2、低温低压加氢精制

3、预精馏

4、萃取蒸馏

5、二甲苯蒸馏

其中加氢精制局部中预蒸发器及连续蒸发器承受我公司与兰石合作开发的专有设备；主、预加氢反响器承受我公司开发的型反响器;萃取蒸馏萃取剂承受我们独立开发的具有自主学问产权的型萃取剂，目前已申报国家专利〔待批〕，而非国内或国外专利保护的 N－甲酰吗啉〔NFM〕，环丁砜。

原料组成：

1、粗苯

外观：黄色透亮液体

密度：〔20℃〕g/ml　　0.871～0.900

馏程：180℃前馏出量 wt%：不小于 93

序号	名称		原料组成〔%〕
1	Water	H2O	0.07
2	Hydrogen	H2	0
3	Nitrogen	N2	0
4	Carbon Dioxide	CO2	0
5	Hydrogen-Sulfide	H2S	0

6	Ammonia	NH3	0
7	Carbon-Disulfide	CS2	0.17
8	Thiophene	C4H4S	0.64
9	Methane	C1	0
10	Butane	C4	0.01
11	Butene	C4	0.08
12	cyclobutane	C4	0.12
13	Pentane	C5	0.02
14	pentene	C5	0.59
15	Cyclopentane	C5	0.69
16	Cyclopentadiene	C5	0.84
17	Hexane	C6	0.02
18	Hexene	C6	0.03
19	Cyclohexane	C6	0.02
20	Methylcyclopentane	MCP	0.03
21	Benzene	C6H6	65
22	Heptane	C7	0.03
23	Heptene	C7	0.4
24	Methylcyclohexane	C7	0.08
25	cycloheptane	C7	0.07
26	Toluene	TOLU	14.55
27	Octane	C8	0.03
28	Octene	C8	0.04
29	Ethylcyclohexane	C8	0.01
30	Dimethylcyclohexane	C8	0
31	Ethylbenzene	EBZN	0.31
32	P-Xylene	PXYL	0.82
33	M-Xylene	MXYL	2.01
34	O-Xylene	OXYL	0.69
35	Styrene	STYR	1.23

3 6	Pyridine	PYRI	0.55
3 7	Trimethylcyclohexane	C9	0.15
3 8	Nonane	C9	0.08
3 9	Propylebenzene	PBZN	0
4 0	Propylcyclohexane	PCH	0
4 1	Trimethylbenzene	TMBZ	0.45
4 2	Alpha-Methylstyrene	AMST	0.01
4 3	Dicyclopentadiene	DCPD	0.05
4 4	Decane	DECA	0.1
4 5	Coumarone	HOCT	0.18
4 6	Indane	INDAN	0.07
4 7	Indene	INDE	1.51
4 8	Dicyclopentane	DCPE	0.00
4 9	Undecane	UNDC	0.08
5 0	Tetralin	THNP	0.28
5 1	Dodecane	DDEC	0.23
5 2	Naphthalene	NPHT	2.73
5 3	Chinolin	QUINOLIN	0.28
5 4	Methylnaphthalene	1MNP	4.56
5 5	Diphenyl	DPHE	0.05
5 6	Higher Boling	SULFLN	0.04
			100.0026809

说明：本数据依据 2023 年 1 月 11 日七台河万昌焦化＜ 5 万吨 / 年焦化粗苯低温低压加氢精制工程工程＞分析数据进展了调整，供给工艺包时,以业主托付为准。

2 、氢气

序号	名称	指标
1	H_2	≥99.9%Vol
2	CH_4	≤0.1%Vol

3	N_2	平衡
4	TS	≤2PPMwt
5	$CO+CO_2$	≤10PPMwt
6	O_2	≤10PPMwt
7	H_2O	≤30PPMwt
8	压力：	0.8Mpa

1.1.3 产品方案及目标产品指标

主产品为三种①纯苯；②甲苯；③混二甲苯.

副产品为三种④抽提溶剂油；⑤重芳烃 C9+；⑥C9-馏分油

(1)、苯产品规格　　见下表

项　目	规　格	方 法
外　观	澄清液体，不含沉淀及浮尘〔18-250C〕	
色度〔Pt-Co 计〕	最大 20 0.882～	ASTMD—1209 ASTMD—
比重〔15.6 / 15.60C	0.886	4052
苯含量%不低于	99．9	色谱法
酸洗色度	最大 1	ASTMD—848 ASTMD—
酸度	无游离酸	847 ASTMD—852
Pt 凝固点,0C	不低于 5.40〔无水〕	ASTMD—4045 ASTMD—
总硫量,wt　PPM	最大 0.5	4492 ASTMD—4492
非芳烃含量 PPM	最大 200	
甲苯含量　PPM	最大 150	
CL 含量 PPM max	0.5	
碱性氮，PPM	最大 0.5	ASTMD—849
蒸馏剩余物mg/100ml	不大于 5	
铜 蚀	通过	
标准号	GB3405—89	

(2)、甲苯产品规格　　见下表

工程	规格	方法
博士试验	通过	UOP—41—74

色度(Pt-C0 计)	最大 20	ASTMD—1209
非芳烃， wt PPM	最大 500	ASTMD—2360
甲苯含量%	99．9	色谱法
苯， wt PPM	最大 300	ASTMD—2360
C_8 芳烃 PPM	最大 500	ASTMD—2360
酸洗色度	最大 2.0	ASTMD—848
总氯 ppm	最大 0.5	
总硫， wt PPM	最大 1.0	ASTMD—4045
比重 (15.6/15.6 ℃)	0.869－0.873	ASTMD—4045
酸度	无游离酸	ASTMD—847
铜蚀	通过	ASTMD—849
蒸馏剩余物mg/100mL	不大于 5	
标准号	GB3406—90	

(3)、混二甲苯产品规格 见下表

工程	理化指标	试验方法
外观	清楚透亮，无不溶水及机械杂质	目测
颜色(铂钴比色号) 不深于	20	GB3143
密度(20℃)，kg/m3	860-870	GB2023
馏程，℃ 初馏点 不低于 终馏点 不高于 总馏程范围 不大于	 137 143 5	GB3146
总硫含量，mg/kg 不大于	3	SH/T0253
酸洗比色 不大于	0.7	GB2023
铜片腐蚀(100℃，0.5h)	合格	SH/T0174
中性试验	中性	GB1816
蒸发剩余物，mg/100ml 不大于	5	GB3209
蒸发剩余物，mg/100ml 不大于	5	GB3209

混二甲苯馏程掌握指标为 137℃-143℃

(4)、C9-馏分油的技术要求：

甲苯含量 ≤ 0.3%(Wt)

（5）、抽提溶剂油产品规格要求

非芳烃含量　　≥99%(Wt)

苯含量　　≤2%(Wt)

（6）、重芳烃 C9+产品规格要求

C9+含量　　≥98%(Wt)

C5－C8 含量　　≤2%(Wt)

1.1.4 目标产物收率〔保证指标〕

〔1〕苯收率　　≥99%(Wt)

（2） 甲苯收率　　≥99%(Wt)

（3） 二甲苯收率 ≥99%(Wt)(乙苯记入)。

1.1. 工艺原理

1.1.1 低温低压选择性加氢

本装置以焦化粗苯、氢气为原料，通过两段低温低压选择性加氢工艺、萃取蒸馏及常规精馏生产符合国家标准及用户特别要求的苯、甲苯、二甲苯等产品。

1.1.1.1 加氢

加氢的目的有两个：〔1〕将烯烃加氢使之变为饱和烷烃，表现为目标产物溴价、酸洗比色降低、〔2〕将有机硫转化为无机硫，将有机氮转化为无机氮，表现为目标产物总硫、总氮降低。

为了实现该目的，承受两段低温低压选择性加氢工艺。

(1)一段加氢〔预加氢〕

一段加氢的目的是将焦化苯中的烯烃加氢生成饱和烷烃，主要化学反响包括：

$C_4^{=}+H_2===C_4$

$C_5^{=}+H_2===C_5$

$C_6^{=}+H_2===C_6$

$C_7^{=}+H_2===C_7$

$C_8^{=}+H_2===C_8$

$DiCC_5^{==}+H_2===DiCC_5$

$(C_6H_5)CH=CH_2+H_2===(C_6H_5)\ CH_2CH_3$

$\alpha CH_3(C_6H_5)CH=CH_2+H_2===\ 1,2CH_3(C_6H_5)\ CH_2CH_3$

$1,3CC_5{=}{=}+H_2{=}{=}{=}CC5$

(2)二段加氢〔主反响〕

二段加氢的目的是将噻吩、二硫化碳等有机硫加氢转化为无机硫，有机氮转化为无机氮，从而可以从原料中脱除。主要化学反响为：

$CS_2+4H_2{=}{=}{=}CH_4+H_2S$

$C_4H_4S+4H_2{=}{=}{=}C_4+H_2S$

$C_5H_5N+H_2{=}{=}{=}C_5+NH_3$

从二段反响器出来的物料经一系列的热量回收后，进入稳定塔，脱除其中的轻副产物后，进入精馏系统。加氢后典型的产物组成如下表 6-1 所示。

表 6-1 加氢后典型的产物组成表

名称	总烷烃	正庚烷	环己烷	甲基环己烷	苯	甲苯	乙苯	间对二甲苯	邻二甲苯	噻吩/106	芳烃保留率%
质量分数%	2.14	0.23	0.98	0.51	79.14	14.34	1.09	3.00	0.29	0.58	99.5

1.1.2 萃取精馏及一般精馏系统

加氢后的产物是 BTX 组分和沸点介于其中的链烷烃和环烷烃。BTX 之间的分别可以承受一般精馏的方法，但是由于烷烃与芳烃之间的沸点差较小，且某些烷烃与芳烃之间形成共沸，所以，需要用萃取精馏的方法，通过参加第三组分转变芳烃与烷烃之间的相对挥发度，使分别变得简洁。

1.3、焦化粗苯加氢精制简述

1.3.1 焦化粗苯精制技术的进展

焦化粗苯的精制最早是承受酸洗法，该法只能局部脱除粗苯中的含硫化合物 (主要是噻吩)和杂质，在加工过程中芳烃化合物损失较大(10%一 20%)，其副产废物酸焦油和残渣尚无有效的治理方法，造成环境的污染。随着有机化学工业的快速进展，对苯系芳烃产品的质量要求越来越高，酸洗法得到的芳烃产品已无法满足需要，在兴旺国家该方法早已被淘汰。

二十世纪五十年月初期，美、英、德、法等国相继开发成功粗苯催化加氢精制法，所得苯的凝固点为 5.2℃一 5.4℃ ，噻吩质量分数为 1×10^{-6}−10×10^{-6}，苯的品质还不是

很高。二十世纪六十年月，美国胡德利空气产品公司开发出一种高温的粗苯加氢精制法(Litol 法)。该方法反响温度为 600℃-630℃。Litol 法除了加氢精制功能，还能将粗苯中的甲苯和二甲苯经催化脱烷基反响转化为苯，苯的质量分数到达 99．9%，苯凝固点大于 5.4℃ ，噻吩质量分数小于 0.5×10⁶ ，苯产品质量很高。后来由于萃取蒸馏法的开发成功，承受较低温度(小于 400℃)的粗苯加氢精制法，也能得到高质量的苯、甲苯和二甲苯。目前国外粗苯加氢精制过程 ,以反响温度区分有高温法 (600℃－630℃)与低温法(320℃－380℃)二种。Litol 法(即高温法)反响温度与反响压力(6.0MPa)都很高，对设备、管道、仪表等的材质和质量要求也高，制造难度与投资极大，操作运转过程危急性相对较高，经济上也不尽合理。20 世纪 80 年月上海宝钢引进 Litol 法建筑了国内第一家粗苯加氢精制工厂，工艺包及催化剂为美国 ABB LUMMUS CREST INC 公司供给。

低温法加氢精制即 K．K 法，主要包括三个关键单元：混氢汽化〔原为 ABB lummus 的专利技术，目前已公开〕；催化加氢精制过程(预加氢和主加氢)；产品提纯过程(萃取蒸馏、抽提等)。低温法能得到优质的苯、甲苯和二甲苯产品，三种苯系芳烃收率为：苯 98. 5 %、甲苯 95%、二甲苯 89%。该方法反响条件比较温顺，反响温度为 320℃一380℃，压力为3.0MPa--3.5MPa，设备和管道的材料简洁解决，400℃以下 CrMo 钢即可满足要求。因此建厂投资较低，操作过程危急性大为降低。低温加氢法是目前相比照较抱负的方法，既能得到优质的苯系列芳烃产品，又可解决环境污染问题。国外粗苯加氢精制工艺技术比较见表 1

6.3.2 国内焦化粗苯精制技术状况介绍

1994 年石家庄焦化厂从德国引进一套 K.K 加氢精制装置，年处理粗苯力量为 5 万吨，经过近两年的试车及设计完擅长 1997 年投产。承受德国 BASF 公司的催化剂，承受德国 KRUPP KOPPERS 公司的加氢精制工艺包及相关设备。

目前国内全套引进粗苯加氢的装置共三个单位计四套装置。分别为：(1)、上海宝钢承受德国 BASF 催化剂，德国KRUPP KOPPERS 的工艺包〔简称K.K 法〕、美国 Litol 法各 5 万吨/年；(2)、石家庄焦化集团承受德国 K.K 法 5 万吨/年；(3)、神马集团承受美国 ABB lummus 公司 Litol 法 3.5 万吨/年。

另外，太化 8 万吨/年的加氢工程，属于局部引进，承受德国 BASF 催化剂及加氢工艺包，承受专利商 UHDE 供给的连续蒸发器、喷射器及萃取蒸馏局部中萃取蒸馏塔系、

汽提塔系工艺包。我公司局部人员参与了初步设计及具体设计。

七台河低温低压加氢精制工程为我公司承建的国内第一套全部承受国内技术(工艺包)的示范工程。

表 1　国外粗苯加氢精制工艺技术比较

项　目	环丁砜法	K.K 法	Litol 法
所属国家	美国	德国	美国
加氢工艺方法	UOP 式加氢精制	K.K 加氢精制	加氢精制加脱烷基
加氢油精制方法	萃取法	萃取蒸馏法	简单蒸馏
氢源	煤气,PSA	煤气,PSA	循环气制氢
催化剂：			
预加氢反应器	NiMo	NiMo	CoMo
主加氢反应器	CoMo	CoMo	Cr 系
加氢温度 /℃：			
预加氢反应器	220~230	220~230	230
主加氢反应器	320~380	340~380	610~630
加氢压力 /MPa：			
预加氢反应器	3.5	3.5	5.7
主加氢反应器	3.4	3.4	5.0
萃取剂	环丁砜	甲酰吗啉	—
纯苯质量：			
结晶点 /℃	>5.4	>5.4	>5.4
全硫 /×10⁻⁶	<1.0	<0.5	<0.5
纯度 /%	99.9	99.9	99.9
产品品种	苯、甲苯、二甲苯、非芳烃	苯、甲苯、二甲苯、非芳烃	苯

1.4、技术来源及特点

1.4.1 技术来源

该技术是公司技术人员多年来跟踪、剖析、争论、改进国外同类先进技术的根底上研制完成的。在对国内外同类装置实际运行状况分析、吸取的根底上，与国内高校及争论设计院所合作，进展了大量的小装置试验、优化工作。依据优化结果对国外原工艺进展了多处改进和提高，彻底避开了国外专利保护壁垒。依据我们把握的德国鲁奇〔Lurqi process；KRUPP　KOPPERS〕；德国吉斯达波克斯；埃森〔ESSEN〕－亨利奇、考波尔；美国 ABB LUMMUS CREST INC；美国优获克斯〔Udex〕等公司在粗苯加氢精制方面的工艺资料说明，我们已完全具备与国外公司在该技术层面上竞标的条件。

1.4.2 典型技术特点

（1）反响局部承受低温低压两段加氢流程，萃取蒸馏局部结合AROSOLVEN　公司争论成果，承受我们开发的苯、甲苯萃取蒸馏成套专有技术；二甲苯承受常规蒸馏流程。

针对 KRUPP KOPPERS 工艺包的缺乏，取消了残油回收塔,蒸发塔。增加了预蒸馏，预蒸发。承受了我们与兰石合作开发的预蒸发器、多段蒸发器，避开了国外公司在该方面的专利技术保护。同时可以抑制 KRUPP KOPPERS 原工艺方案中多级蒸发器第四、第五级易堵塞的弊端。

由于我们选用的萃取剂较之承受 N－甲酰吗啉〔NFM〕，萃取蒸馏温度低 30℃以上，可减缓萃取剂的分解、积炭 ，使能耗大幅度下降。尤其可避开 N－甲酰吗啉高温状况或遇水反响产生甲酸对设备的腐蚀。

通过国内万吨级规模装置承受该萃取蒸馏技术四年多的运行说明，运行稳定，萃取剂消耗量约为 N－甲酰吗啉的 60%。因萃取温度低，积炭及分解的可能性降低，可以不设置萃取剂再生装置(用 N－甲酰吗啉作萃取剂需要设置再生装置)。

（2）主加氢精制反响器催化剂分层设置，并增加了布汽器，催化剂保护剂〔国外工艺包无〕，可以掌握第一床层温升〔占反响器总温升的60～70%〕。适应原料变化较大的状况〔尤其是对高、低负荷生产方案〕。

（3）用冷氢掌握其次催化剂床层入口温度，提高反响器的操作敏捷性，延长催化剂使用周期。

（4）承受我公司与兰石合作开发的炉前混氢专有技术蒸发器，提高换热效率，避开蒸发器因烯烃聚合堵塞。

（5）承受与LPEC〔洛阳院〕合作工程技术成熟的型双壳程换热器，提高传热效率，降低投资。可以抑制国外工艺包该方面的缺乏。

（6）原料及产成品缓冲罐用氮气掩盖，避开原料、产成品与空气接触，削减污染。

（7）承受三相〔油、气、水〕分别的立式高压分别器〔闪蒸罐〕。

（8）在反响流出物/反响进料换热器上游设置脱氧水注入点〔连续注水〕，以防止氯化铵盐份析出，沉积堵塞反响流出物/反响进料换热器。注水量满足掌握高分酸性水中 NH_4HS 含量，同时防止消灭“干沸”。

（9）加氢油进入稳定塔，脱除硫化氢和戊烷以下轻组分，塔底得到脱除硫化氢的稳定油，塔顶设注缓蚀剂设施，以减轻塔顶流出物中硫化氢对稳定塔顶系统的腐蚀。

（10）加氢局部反响流出物与反响进料进展充分的能量交换，充分回收其热量，能量回收约 8.32MKJ/hr.,其能量回收高于德国 KRUPP　KOPPERS 原工艺包回收热量约

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/266043122214010141