

# 5000 t/d 级富氧燃烧水泥窑全流程设计优化及经济性分析

高思远<sup>1</sup>, 段元强<sup>1</sup>, 段伦博<sup>1</sup>, 马雷<sup>2</sup>, 杨红彩<sup>2</sup>, 杨俞<sup>3</sup>

(1.东南大学能源与环境学院能源热转换及其过程测控教育部重点实验室,江苏南京 210096; 2.北京凯盛建材工程有限公司,北京 100024; 3.华陆工程科技有限责任公司,陕西西安 710065)

**摘要:**作为基建大国,我国水泥行业碳排放量居高不下,需要合适的碳减排方案。富氧燃烧作为一种碳减排方案,具有碳捕集成本低,捕集效果好等优势,对水泥行业碳减排有着重要意义,但目前仍缺少全流程的方案设计和对应实际生产的系统优化。以产量约 5 000 t/d 的干法水泥产线为参考对象,采用 Aspen Plus 软件建立了参考机组模型,并验证了模型的准确性。在此基础上,进行了水泥窑富氧燃烧全流程设计,通过工艺流程优化和系统整体热量匹配,有效降低了系统漏风系数,提高了尾部烟气中的 CO<sub>2</sub> 体积分数。搭建水泥窑富氧燃烧碳捕集模型,研究在富氧燃烧工况下的水泥窑碳捕集效果与能耗,确定最佳运行工况,并计算碳捕集成本。结果表明:在基础工况下烟气中的 CO<sub>2</sub> 湿基体积分数为 79.7%,经压缩纯化后的 CO<sub>2</sub> 体积分数为 99.5%,系统 CO<sub>2</sub> 回收率可达 97.3%。分析各项影响因素对系统能耗的影响,发现当供氧体积分数为 97%,漏风系数为 0.03,烟气循环比为 0.46,混合氧气体积分数为 30% 时,碳捕集能耗最低。此外,燃烧气氛中的高 O<sub>2</sub> 体积分数有助于劣质煤的掺烧,能够有效降低燃料成本。在最优工况下,按照 6 000 h/a 运行时间计算,捕集 CO<sub>2</sub> 约 98.7 万 t/a,每年因碳捕集所新增的成本约 1.85 亿元,折合 CO<sub>2</sub> 碳捕集成本为 187.4 元/t,相较于传统的燃烧后捕集成本及前人的富氧燃烧碳捕集成本大幅降低。

**关键词:**水泥窑;富氧燃烧;碳捕集;能耗优化;经济性分析

**中图分类号:**TK-9 **文献标志码:**A **文章编号:**1006-6772(2025)04-0052-10

## Optimization and economic analysis of whole process design of a 5 000 TPD oxy-fuel combustion cement kiln

GAO Siyuan<sup>1</sup>, DUAN Yuanqiang<sup>1</sup>, DUAN Lunbo<sup>1</sup>, MA Lei<sup>2</sup>, YANG Hongcai<sup>2</sup>, YANG Yu<sup>3</sup>

(1. Key Laboratory of Energy Thermal Conversion and Control, Ministry of Education, School of Energy and Environment, Southeast University, Nanjing 210096, China; 2. Beijing Triumph International Engineering Co., Ltd., Beijing 100024, China; 3. Hualu Engineering & Technology Co., Ltd., Xi'an 710065, China)

**Abstract:** As a major country of infrastructure, Chinese cement industry has high carbon emissions and it needs a suitable carbon emission reduction plan. As a carbon emission reduction scheme, oxy-fuel combustion has the advantages of low carbon capture cost and good capture effect, which is of great significance to the carbon emission reduction of the cement industry. However, the scheme design of the whole process and the system optimization corresponding to the actual production are still lacking. A process simulation model was established using Aspen Plus software with a dry cement production line with an approximately daily output of 5 000 tons as the reference object, and the accuracy of the model was verified. On this basis, the whole-process design of oxy-fuel combustion in cement kilns was carried out. Through process optimization and overall system heat matching, the air leakage coefficient was effectively reduced, and the CO<sub>2</sub> concentration in the flue gas was increased. A carbon capture model for oxy-fuel combustion in cement kilns was built to study the

收稿日期:2024-12-31;策划编辑:白娅娜;责任编辑:宫在芹 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.CBJ24123101

基金项目:国家重点研发计划资助项目(2022YFE0206600)

作者简介:高思远(2000—),男,安徽合肥人,硕士研究生。E-mail: 973484089@qq.com

通讯作者:段元强(1990—),男,江苏洪泽人,助理研究员,博士。E-mail: 15805174453@163.com

引用格式:高思远,段元强,段伦博,等.5000 t/d 级富氧燃烧水泥窑全流程设计优化及经济性分析[J].洁净煤技术,2025,31(4):52-61.

GAO Siyuan, DUAN Yuanqiang, DUAN Lunbo, et al. Optimization and economic analysis of whole process design of a 5 000 TPD oxy-fuel combustion cement kiln[J]. Clean Coal Technology, 2025, 31(4): 52-61.



carbon capture effect and energy consumption of cement kilns under oxy-fuel combustion conditions, determine the optimal operating conditions, and calculate the carbon capture cost. The results show that under basic operating conditions, the concentration of  $\text{CO}_2$  in wet basis of the flue gas is 79.7%, and the purity of  $\text{CO}_2$  after compression purification is 99.5%. The  $\text{CO}_2$  recovery rate of the system can reach 97.3%. Analyzing the impact of various influencing factors on system energy consumption, it was found that when the oxygen supply concentration is 97%, the air leakage coefficient is 0.03, the flue gas circulation ratio is 0.46, and the mixed oxygen concentration is 30%, the carbon capture energy consumption is the lowest. In addition, the high concentration of  $\text{O}_2$  in the combustion atmosphere can facilitate the co-firing of inferior coal and effectively reduce fuel costs. Under optimal operating conditions, calculated based on an annual operating time of 6 000 hours, the annual capture of  $\text{CO}_2$  is about 98 7 000 tons, and the additional cost of carbon capture is about 185 million yuan per year, equivalent to a unit carbon capture cost of 187.4 yuan/t, which is at a leading level.

**Key words:** cement kiln; oxy-fuel; carbon capture; energy consumption optimization; economic analysis

## 0 引言

作为基建大国,我国水泥的需求与产量巨大,1985—2023年,我国水泥产量稳居世界第一<sup>[1]</sup>。据统计,每生产 1 t 水泥,就会排放 0.6~0.7 t  $\text{CO}_2$ ,而水泥行业碳排放约占全国总量的 13%<sup>[2]</sup>,降低水泥生产过程中的碳排放意义重大。根据中国水泥协会的测算,到 2060 年,碳捕集及封存(CCS)技术、替代燃料技术、低碳水泥技术对水泥行业碳减排的贡献排在前三位<sup>[3]</sup>。

富氧燃烧作为最具代表性的燃烧中碳捕集技术,通过烟气多次循环实现  $\text{CO}_2$  的有效富集,并利用较为成熟的烟气压缩纯化工艺实现水泥窑  $\text{CO}_2$  的近零排放。近年来该技术因其优异的捕集效果及良好的经济性得到了业界的广泛关注<sup>[4]</sup>。欧洲水泥研究院(ECRA)在其关于碳捕集技术的报告中对水泥窑富氧燃烧可行性及工艺流程进行了详细研究<sup>[5]</sup>,并根据是否完全捕集分解炉和回转窑所产生的全部  $\text{CO}_2$  提出了部分富氧燃烧和整体富氧燃烧的概念<sup>[6]</sup>。ZEMAN 等<sup>[7]</sup>也研究了富氧燃烧对熟料烧成过程的影响,其研究结果表明富氧燃烧可以有效提高烟气中的  $\text{CO}_2$  浓度,同时通过调节煅烧及烧成温度,可以将高浓度  $\text{CO}_2$  对熟料和水泥性能的影响降到最低。经济性方面,吴铁军等<sup>[8]</sup>基于实际运行数据证明烟气中  $\text{CO}_2$  浓度的提高可有效降低  $\text{CO}_2$  捕集成本,WANG 等<sup>[9]</sup>则指出水泥窑富氧燃烧相较于燃烧后碳捕集其捕集成本可降低约 40%。

针对水泥窑富氧燃烧,各研究机构提出了不同的系统方案,主要围绕烧成系统热量分配及碳捕集工艺流程进行设计。2009年,ZEMAN 设计了 REO (Reduced Emission Oxygen) 炉<sup>[7]</sup>,该工艺随即成为水泥窑富氧燃烧方案的设计基础。2012年,ECRA 提出了改进后的水泥窑富氧燃烧工艺<sup>[5]</sup>,其在 REO 炉基础上增加了气-气换热器、有机朗肯循环系统(ORC),并采用了两段式篦冷机,优化系统热量分配,有效降低了单位碳捕集能耗。

2024年,陈涛等<sup>[10]</sup>提出了耦合空气分离装置(ASU)和  $\text{CO}_2$  压缩纯化装置(CPU)的富氧燃烧改造方案,该方案去除了 ORC 系统,此外全部  $\text{O}_2$  都与循环烟气混合后再送入窑炉内,其还针对 ASU 和 CPU 子系统开展了整体性优化,并进行了经济性分析,为富氧燃烧技术的实际使用提供了重要参考。

目前关于水泥窑富氧燃烧的研究主要以反应器数值模拟为主,也有部分研究涉及水泥窑系统中的热量匹配和碳捕集成本问题,同时受限于富氧燃烧项目的高昂投资和运行费用,实际落地的水泥窑富氧燃烧项目相对较少。2019年,多家欧洲水泥制造商联合开展了 Catch4climate 项目<sup>[11]</sup>,该项目旨在研究富氧燃烧碳捕集技术在水泥生产中的适用性,推动该技术的工业化应用。2024年,中国建材集团于青州中联开展了 20 万 t/a 全氧燃烧耦合碳捕集示范<sup>[12]</sup>,该项目为全球最大的水泥窑整体富氧燃烧耦合碳捕集示范项目,其通过富氧燃烧技术将烟气中干基  $\text{CO}_2$  体积分数提升至 80% 以上,再通过变压吸附和低温精馏法进一步提纯至 99% 以上,以满足一般工业用户及食品级  $\text{CO}_2$  的使用要求。

笔者基于 5 000 t/d 级的水泥产线进行富氧燃烧工艺设计,采用 Aspen Plus 软件建立了耦合 ASU 和 CPU 系统的水泥窑富氧燃烧碳捕集全流程模型,对比不同工况下的能耗,通过工艺流程优化和系统整体热量匹配,获得最佳运行工况,并计算碳捕集成本,旨在为水泥行业富氧燃烧碳捕集技术的工业化应用提供重要参考。

## 1 空气燃烧水泥窑系统建模

以某产量 5 500 t/d 干法水泥产线为参考对象,该系统中生料首先于旋风预热器中经由高温烟气预热,后在分解炉中进一步加热和分解后进入回转窑,在一系列化学反应后送入篦冷机中进行冷却,最终获得产物熟料<sup>[13]</sup>。烟气逆着生料流的方向流动,依次流经回转窑、分解炉和旋风预热器,最后

除尘排放至大气。该系统的主要参数参考设计以及现场实际运行数据进行总结得出,见表1。

表1 参考水泥窑系统主要参数

Table 1 Main parameters of reference cement kiln system

参数	数值
煤粉温度/℃	35
煤粉输送质量浓度/(kg·m <sup>-3</sup> )	4.0
窑内输送燃料风量/(m <sup>3</sup> ·kg <sup>-1</sup> )	0.013
炉内输送燃料风量/(m <sup>3</sup> ·kg <sup>-1</sup> )	0.019
C1—C5旋风分离效率	0.95/0.85/0.85/0.85/0.89
一次风温度/℃	35
三次风温度/℃	1 000
分解炉温度/℃	880
二次风温度/℃	1 200
窑尾温度/℃	1 100
窑头温度/℃	1 450
熟料产量/(t·d <sup>-1</sup> )	5 500

## 1.1 模型描述

采用 Aspen Plus 软件,根据现场运行数据对所参考的水泥产线进行过程模拟,获得关键运行参数,将计算结果与实际数据进行对比,最终得到准确的基础模型。该软件具有完善的过程模拟方法和多种物性方法<sup>[14]</sup>,可满足各种化工过程模拟的需要,并为实际工业过程提供建模和优化方案。

在模型建立过程中,做出以下假设:①假设各部位温度场稳定;②将 Rstoic 模块视为气固反应器,其中分解反应的分解率为定值;③反应中产生的煤的灰分视为惰性组分,不参与熟料烧成反应。

水泥产线所用煤的工业分析和元素分析见表2,由于入炉燃料需要进行烘干,因此直接采用原煤的空气干燥基数据进行计算。

表2 煤的工业分析和元素分析

Table 2 Proximate and ultimate analysis of coal

煤样	元素分析/%					工业分析/%				低位热值/ (MJ·kg <sup>-1</sup> )
	C <sub>ad</sub>	H <sub>ad</sub>	O <sub>ad</sub>	N <sub>ad</sub>	S <sub>ad</sub>	M <sub>ad</sub>	A <sub>ad</sub>	V <sub>ad</sub>	FC <sub>ad</sub>	
优质煤	68.4	4.2	12.2	1.2	0.4	2.0	11.6	31.3	55.1	25.38
劣质煤	46.5	3.0	7.0	0.6	1.2	3.7	38.0	19.6	38.7	18.44

水泥窑各单元模型的选取以及参数参考前人文献<sup>[15]</sup>,关键设备的参数选择及其原因如下:

1) 旋风分离器。通过现场实地测试,旋风分离器的分离效率见表1,C1—C5分离器的效率在0.85~0.95。

2) 分解炉。分解炉温度参考现场运行数据,炉内分解率依据实际生产数据进行设置。分解炉温度为880℃,碳酸钙分解率设置为95%,碳酸镁分解率为100%。

3) 回转窑。回转窑的温度参考现场运行数据,将窑头设置为1 450℃,窑尾设置为1 100℃。

4) 漏风系数与散热损失。漏风系数根据参考水泥产线实际漏风情况和工程经验进行设置,总漏风系数按照典型值设置为0.1 kg/kg。

散热损失根据参考水泥产线的实际散热情况进行设置,总散热损失为230.27 kJ/kg,其中回转窑和分解炉的整体散热损失为125.93 kJ/kg。

5) 入口生料的主要组分包括SiO<sub>2</sub>、Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>、Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>、CaCO<sub>3</sub>、MgCO<sub>3</sub>、S。生料的质量根据熟料分解产物比例进行倒推。根据元素守恒定律以及熟料量,计算出相应的生料量。

## 1.2 模型验证

将模拟数据与现场实际运行数据进行对比,其结果见表3。两者熟料产量相差52 t/d,误差小于1%;实际和模拟得到的燃料量分别为27 206.6 kg/h和26 666.0 kg/h,两者误差2.0%,模拟与实测数据较符合,验证了水泥窑系统模型的准确性。

表3 参考产线模拟数据与现场运行数据对比

Table 3 Comparison of simulation data with on-site operation data of reference production line

对比参数	模拟结果	运行结果
预热旋风分离器C1温度/℃	296.6	295.0
预热旋风分离器C2温度/℃	472.6	471.0
预热旋风分离器C3温度/℃	617.9	625.0
预热旋风分离器C4温度/℃	735.6	743.0
预热旋风分离器C5温度/℃	867.9	862.0
混合热风去生料粉磨风温/℃	225.0	224.1
生料量/(t·d <sup>-1</sup> )	9 208	10 800
熟料产量/(t·d <sup>-1</sup> )	5 552	5 500
入生料磨热风/(m <sup>3</sup> ·kg <sup>-1</sup> )	0.699	0.700
回转窑内燃料消耗量/(kg·h <sup>-1</sup> )	10 666.0	10 882.6
分解炉内燃料消耗量/(kg·h <sup>-1</sup> )	16 000.0	16 324.0

## 2 水泥窑碳捕集工艺方案及模型建立

### 2.1 新型水泥窑碳捕集方案设计

该方案采用富氧燃烧生产水泥, 耦合 ASU 和 CPU, 并在 ECRA 炉基础上改进, 优化了篦冷机和烟气流程以实现  $\text{CO}_2$  的高效低成本捕集。

#### 2.1.1 富氧燃烧系统设计

水泥窑富氧燃烧系统的示意如图 1 所示。与

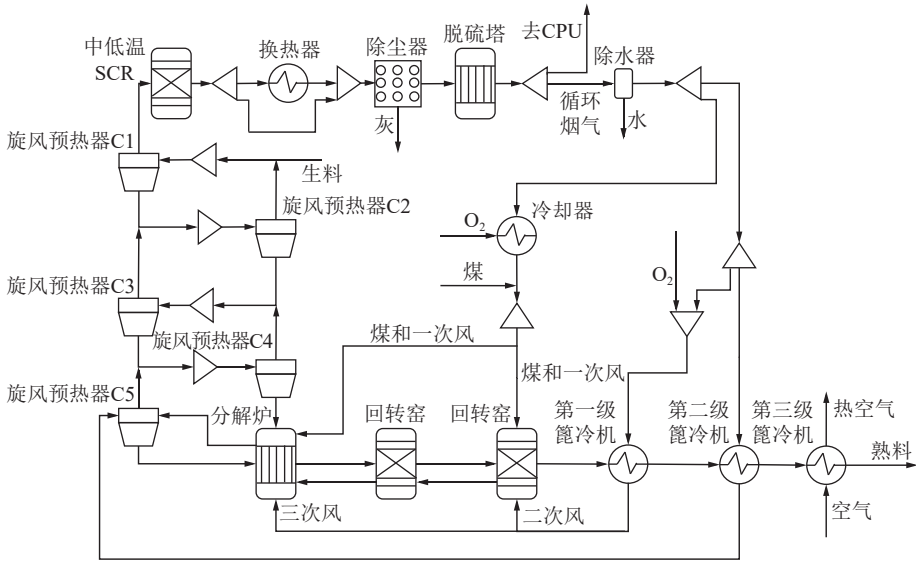


图 1 水泥窑富氧燃烧系统流程

Fig. 1 Flow chart of oxy-fuel cement kiln system

本系统的主要设计要点包括:

1) ECRA 炉基础上, 将 ORC 系统从流程中删去, 同时在第一级预热旋风 C1 出口依次增设中低温 SCR 催化脱硝装置、烟气-空气换热器、布袋除尘器和碱液脱硫装置, 在实现烟气能量梯级利用的同时, 降低进入 CPU 子系统的  $\text{NO}_x$ 、 $\text{SO}_x$  和烟尘含量, 减轻 CPU 系统中压缩机及管道的防腐要求, 减少系统的整体投资及运行维护成本。

2) 篦冷机分为第一冷却区、第二冷却区和第三冷却区, 并根据其与整体系统的热量匹配修改配风策略: ① 第一冷却区的进口通入富氧气体和循环烟气, 出口则分别与回转窑进风口以及三次风管相连, 经高温熟料换热后的混合气一部分作为二次风进入回转窑, 一部分通过作为三次风从三次风管进入分解炉; ② 第二冷却区的进口通入循环烟气, 经高温熟料换热后的循环烟气进入最下级旋风预热器 C5 的进口, 用于生料换热, 提高系统热能利用率。同时在第二冷却区与第三冷区中间设置隔断室, 第二冷却区出口的部分烟气进入隔断室中, 并使其保持微正压, 防止第三冷却区的空气进入第二冷却

ECRA 炉<sup>[5]</sup>及陈涛等<sup>[10]</sup>的工艺方案相比, 本系统对整体系统热量、氧气及烟气流股进行了重新分配, 并在此基础上由北京凯盛和华陆工程公司分别进行了富氧水泥窑子系统、ASU 和 CPU 子系统的细化设计与设备选型。此方案的优点在于不破坏原水泥烧成制度, 并解决了水泥窑富氧燃烧中管道安全、系统漏风、火焰不稳、生料塌料等问题, 实现了  $\text{CO}_2$  自富集和低成本提纯。

室, 解决漏风问题; ③ 第三冷却区进口通入常温空气, 进一步冷却熟料, 换热后的空气一部分进入原料磨系统进行原料烘干, 一部分进入煤磨系统, 进行煤的烘干。

3) 将原本 ECRA 炉使用的空气送粉变为循环烟气送粉, 同时系统中所有的漏风点及主要转动部件, 如回转窑的窑头和窑尾、除尘器的入孔门和放灰孔处等, 使用循环烟气进行正压气封, 以减少空气的漏入, 提高尾部烟气中的  $\text{CO}_2$  体积分数。

#### 2.1.2 空分制氧及烟气压缩纯化系统设计

富氧燃烧系统对入口氧气纯度有着较高的要求, 因此本研究采用较为成熟的深冷法制氧系统。同时参考借鉴了 200 MW 煤粉富氧燃烧系统设计, 采用三塔式空分系统<sup>[16]</sup>, 流程模拟结果表明当空分系统出口氧气体积分数在 95%~99% 时, 三塔式系统的单位制氧能耗会低于双塔式系统。

根据烟气压缩纯化系统中冷量来源的不同可以分为烟气直接压缩后节流自产冷量和外部制冷剂循环制冷 2 种<sup>[17]</sup>。研究中采用  $\text{NH}_3$  压缩产生冷量的技术方案。烟气先进行 SCR 脱硝和碱液脱硫, 可以有

效去除烟气中的  $\text{NO}_x$  和  $\text{SO}_x$ , 工艺相对较为成熟可靠。烟气随后进行压缩和除水, 利用制冷机提供冷量, 在汽提塔中进行冷精馏, 分离提纯  $\text{CO}_2$ 。该流程相比于传统压缩法, 能耗虽然较高, 但产出  $\text{CO}_2$  体积分数高于 99.5%, 可直接满足食品级  $\text{CO}_2$  的使用要求, 同时可实现较高的  $\text{CO}_2$  回收率, 且维护成本低于传统自产冷量法, 在实际生产方面更具优势。

## 2.2 水泥窑富氧燃烧系统建模

在空气燃烧水泥窑模型的基础上, 根据前文富氧燃烧设计要点以及图 1 所示系统流程, 建立了 5 000 t/d 等级的富氧燃烧水泥窑模型, 基础参数参照前人富氧燃烧模型设置<sup>[10]</sup>, 部分重要参数的设置如下:

1) 旋风分离器 C1 出口烟气经过脱硝、换热后降至 180 °C, 烟气经过初步除水, 注氧后作为二次风和三次风, 进入篦冷机第一冷却区。

2) 在富氧燃烧下, 分解炉内  $\text{CO}_2$  气氛变强, 为保证分解率, 分解炉温度应略高空气气氛, 在本研究中需保证分解炉温度不低于 900 °C<sup>[12, 17]</sup>。

3) 富氧燃烧时使用的煤量为保证达到设计温度, 进行了修改。

4) 二次风温度下调至 1 100 °C, 降低温升梯度, 保证热量充分交换, 同时降低回转窑内温度, 防止超温。

5) 新增氧气流股分为进入一次风和二、三次风的 2 股, 其中氧气体积分数均为 95%。

除以上假设外, 其余的设置与参考机组设置参数一致, 水泥窑富氧燃烧系统的模拟结果见表 4。

根据表 4 中的模拟结果, 进入分解炉与回转窑的煤质量比为 3 : 2, 符合一般煤粉分配比 (回转窑 35% ~ 45%, 分解炉 55% ~ 65%), 燃烧反应总生成热负荷为 172.1 MW, 与空气燃烧机组中的热负荷相当, 考虑到回炉烟气预热, 煤的升温等热量, 该系统热量匹配较好。混合氧气中的  $\text{O}_2$  物质的量比为 0.30, 符合规定。预热旋风分离器 C1 出口烟气  $\text{O}_2$  物质的量比为 0.024,  $\text{CO}_2$  物质的量比为 0.80, 符合  $\text{CO}_2$  回收的浓度。以上结果说明了本模拟的合理性, 可以进行进一步的参数优化, 研究模型的最优运行工况。

## 2.3 空分制氧及烟气压缩纯化系统建模

ASU 模型参考前文描述, 根据水泥窑富氧燃烧系统所需气量进行计算, ASU 出口氧气体积分数暂定为 95%, 结果表明 ASU 子系统耗能为 13.33 MW, 单位制氧功耗 0.363 kW/m<sup>3</sup>, 与工业生产结果一致。

根据图 2 建立了 CPU 系统模型, 该模型中脱硫

表 4 水泥窑富氧燃烧系统模拟结果

Table 4 Simulation results of the oxy-fuel cement kiln system

参数	数值
熟料量/(t · d <sup>-1</sup> )	4 994
生料量/(t · d <sup>-1</sup> )	8 280
总漏风系数	0.05
CaCO <sub>3</sub> 分解率/%	95%
煤热值/(kJ · kg <sup>-1</sup> )	25 376
输入煤量(分解炉)/(t · d <sup>-1</sup> )	352
分解炉温度/°C	900
分解炉输入功率 (燃烧反应) /MW	103
投入煤量(回转窑)/(t · d <sup>-1</sup> )	234
回转窑温度/°C	1 450
回转窑输入功率 (燃烧反应) /MW	68
一次风新增氧气量 (30 °C) /(m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> )	1850
二、三次风新增氧气量 (30 °C) /(m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> )	34 800
混合后气量/(m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> )	117 011
混合后O <sub>2</sub> 物质的量分数	0.3
混合后CO <sub>2</sub> 物质的量分数	0.60
篦冷机后熟料温度/°C	90
三次风与二次风比	1.5
二次风温度/°C	1 100
三次风温度/°C	1 000
一次风温度/°C	25
烟气流量/(m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> )	199 912
第一级旋风出口烟气温度/°C	256
烟气加热去生料磨的空气量/(m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> )	116 548
烟气加热去生料磨的空气温度/°C	180
烟气中H <sub>2</sub> O物质的量比	0.085
烟气中CO <sub>2</sub> 物质的量比	0.80
烟气中O <sub>2</sub> 物质的量比	0.024
循环烟气占比	0.46
去CPU子系统的气量 (未除水) /(m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> )	107 952

脱硝除尘后的洁净烟气先进行三级压缩, 增压至 2.58 MPa, 再降温至约 35 °C 进行深度除水。除水后的烟气经过氨制冷后降温至 -29 °C, 随后在汽提塔中进行分离提纯, 后再经过加压液化后满足运输要求。代入表 4 中的烟气数据, CPU 系统进出口烟气流组分见表 5, 从表中可以经压缩纯化后的  $\text{CO}_2$  体积

分数达到 99.4%，满足了运输及储存要求。同时系统中 CO<sub>2</sub> 入口流量为 3 837×10<sup>3</sup> mol/h，出口流量为

3 733 ×10<sup>3</sup> mol/h，回收率为 97.3%，CPU 系统耗电 25.16 MW，捕集能耗 0.301 kW/m<sup>3</sup>。

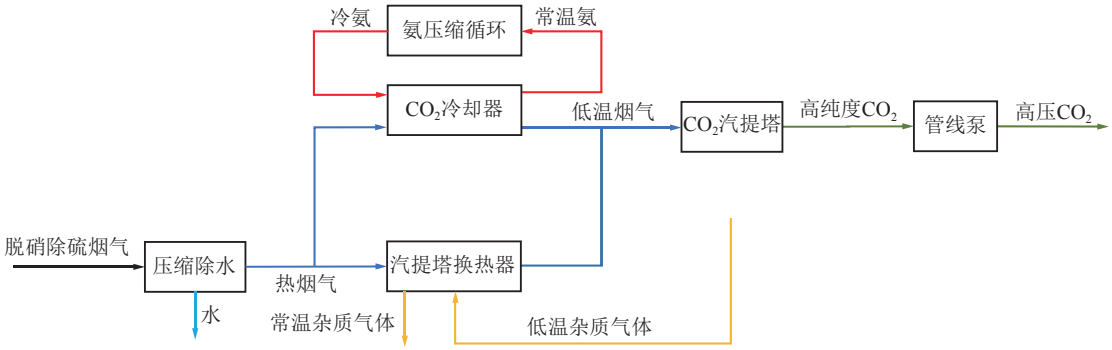


图 2 烟气压缩纯化系统流程

Fig. 2 Flow chart of the flue gas compression and purification unit

表 5 CPU 系统进出口气体组分

Table 5 Gas composition at inlet and outlet of CPU system

组分	入口烟气体积分数/%	出口烟气体积分数/%
H <sub>2</sub> O	8.5	—
N <sub>2</sub>	7.6	0.3
O <sub>2</sub>	2.4	0.2
CO <sub>2</sub>	79.7	99.4
其他 (Ar、CO 等)	1.8	0.1

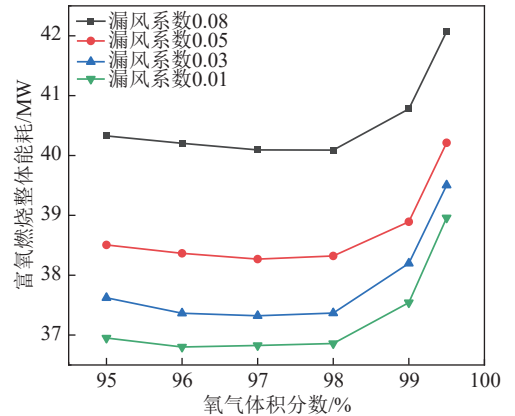
### 3 水泥窑富氧燃烧系统全流程优化

#### 3.1 供氧纯度及系统漏风的影响

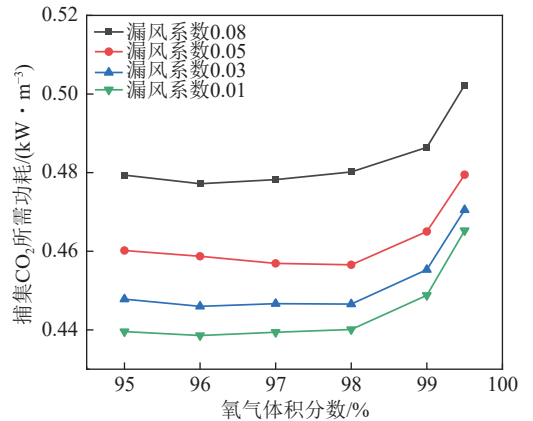
当水泥窑富氧燃烧系统的过量氧气系数恒定时，供氧纯度提高会导致 ASU 能耗增加，但系统排烟量会相应减少，同时烟气中 CO<sub>2</sub> 浓度也会增加，从而降低 CPU 功耗。因此本文将 ASU 和 CPU 耦合优化，研究供氧纯度对富氧燃烧系统整体能耗的影响，以求获得系统最佳供氧纯度。设定供氧体积分数的变化范围为 95%~99%，系统漏风系数设定为 1%~5%。系统的整体能耗包括 ASU 和 CPU 能耗，碳捕集能耗根据系统整体能耗与实际捕集的 CO<sub>2</sub> 进行计算。

供氧纯度对富氧燃烧系统整体能耗的影响如图 3 所示，此处能耗主要包含了 ASU、CPU 及烟气循环风机等关键设备的电耗。当过量氧气系数一定时，空分系统能耗随供氧浓度增加而增加，但烟气净化压缩系统能耗一直在减少，这是因为供氧浓度高，氧气量减少的同时供给气体中不凝性气体减少，可以在一定程度上降低烟气体量并提高烟气在 CO<sub>2</sub> 的干基浓度，从而进一步降低压缩纯化的功耗。由图 3b 可以看出，空分子系统和烟气净化压缩

子系统总功耗在供氧体积分数为 97% 时最低，且其值在供氧体积分数超过 98% 时，增长幅度上升。因此，从经济性角度考虑，富氧燃烧系统的最佳供氧浓度应在 97%。



(a) 富氧燃烧整体能耗



(b) 单位 CO<sub>2</sub> 捕集能耗

图 3 氧气纯度和漏风系数对 CO<sub>2</sub> 捕集能耗的影响

Fig. 3 Effects of oxygen purity and air leakage coefficient on CO<sub>2</sub> capture energy consumption

系统漏风系数对尾部烟气中 CO<sub>2</sub> 体积分数和系统整体能耗的影响巨大。当漏风系数从 1% 增加到 8% 时，ASU 和 CPU 系统的整体能耗增加 10%~

15%。在本研究中,采用了循环烟气送粉、关键漏风点循环烟气进行正压气封等措施,以减少系统漏风。经过整体核算,富氧燃烧系统的漏风系数可以控制在3%以内,长期运行时的最大运行漏风系数不超过5%。

### 3.2 烟气循环模式的影响

根据循环烟气中水浓度的不同,富氧燃烧通常可以分为干烟气循环和湿烟气2种,在干烟气循环中,烟气先经过冷凝除水后与氧气混合送入篦冷机;湿式循环中烟气不经过冷凝干燥,直接与氧气混合后进入篦冷机中。干式循环可以降低炉内的水蒸气含量,且循环风机功耗相对较少;湿式循环中循环烟气温度高,炉内水蒸气含量较高,功耗相对较高。

对比计算了不同烟气循环模式对整体能耗的影响,在计算中,设定供氧体积分数为95%,漏风系数取3%,旋风分离器C1出口的氧气体积分数设定为3%。湿烟气循环模式下的单位碳捕集能耗如图4所示。通过对比图3b和图4可以发现,干烟气循环和湿烟气循环中系统总能耗随着氧气体积分数和漏风系数的变化趋势基本相同,但是对于湿烟气循环,由于其循环烟气量要略高于干烟气循环,因此其总功耗也略高于干烟气循环。

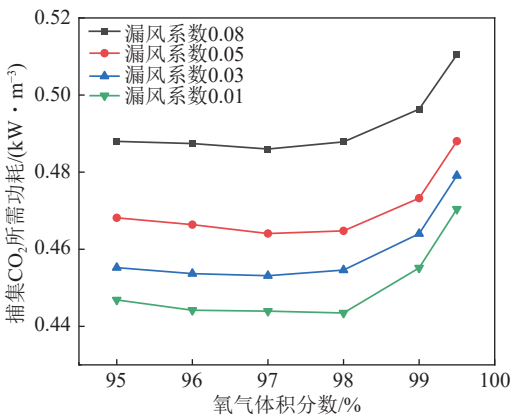


图4 湿烟气循环模式下的CO<sub>2</sub>捕集能耗

Fig. 4 CO<sub>2</sub> capture energy consumption in wet flue gas recycle mode

### 3.3 氧气体积分数及烟气循环比例的影响

富氧燃烧过程中,炉膛入口的当量氧气体积分数主要影响窑炉内燃烧效果,体积分数越高,燃料燃烧效果越好,但体积分数过高也会导致系统内温度升高,对生料的分解和熟料的烧成反应造成一定影响。根据中国建材集团的中试试验结果<sup>[12]</sup>,当混合后氧气体积分数高于30%时温度会迅速上升;而当氧气体积分数低于26%时,火焰温度不足以支持分解炉中碳酸钙的分解。同时过高的氧气体积分数

还会导致系统的总气量与空气气氛下差距过大,影响分解炉及旋风分离器内的气体流速。

参考中国建材集团的中试试验数据,本研究选取了26%~30%的氧气体积分数对比了不同氧气体积分数对窑头温度的影响,计算过程中保持分解炉温度为900℃,烟气循环比例随氧气体积分数的变化而自动调节,相关结果见表6,结果表明当炉膛入口的当量氧气体积分数为30%时,回转窑窑头温度可以达到1450℃,满足熟料烧成的要求。

表6 氧气体积分数对窑头温度的影响

Table 6 Effect of O<sub>2</sub> concentration on kiln head temperature

混合后氧气体积分数/%	回转窑窑头温度/℃
23	1324.7
24	1365.2
25	1390.6
26	1409.2
27	1422.1
28	1435.0
29	1441.8
30	1449.7

水泥窑中烟气循环的比例主要用来控制炉内热量分配以及烟气内组分浓度。通过调整烟气循环比例可以控制炉内温度,同时保证氧气体积分数仍保持在30%。为了研究烟气循环方式对系统的影响,参考前文中的数据,设定供氧体积分数为95%,漏风系数取5%,混合氧气体积分数设定为30%,分解炉温度为900℃,其结果见表7。由表7可知,在上述工况下当烟气循环比为0.46~0.47时,回转窑的窑头温度可以达到1450℃的设定值。

此外,还分析了烟气循环比例对碳捕集能耗的影响,由图5可知,在不考虑熟料烧成质量的前提下,氧气浓度一定时,总系统能耗随循环比例增加而增加,而每立方米CO<sub>2</sub>捕集能耗在循环比为0.43时最低。而当烟气循环比为0.46时,单位体积CO<sub>2</sub>的捕集能耗约为0.448 kW/m<sup>3</sup>。

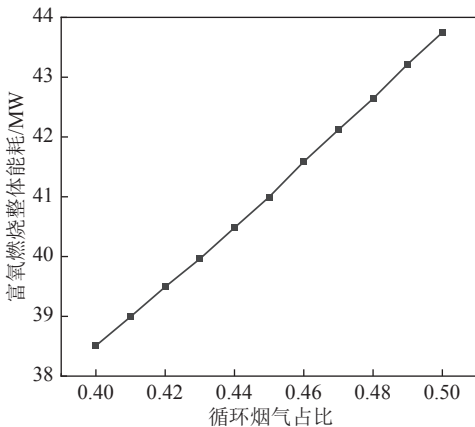
### 3.4 煤种的影响

在富氧燃烧系统中,由于入炉混合气体中氧气体积分数从空气气氛下的21%提高到富氧气氛下的30%,改善了煤的燃烧特性,因此可以尝试使用热值较低的劣质煤替代优质煤,以降低燃料成本。西安交通大学SU等<sup>[19]</sup>开发了一种适用于水泥窑的多元燃料高温预热强湍流富氧低氮燃烧器,研究采用该燃烧器进行了劣质煤的富氧燃烧系统热力计

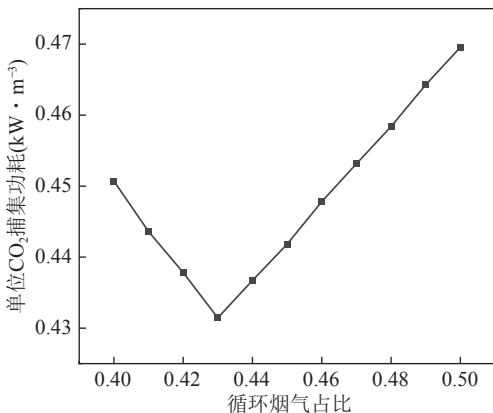
表 7 循环烟气占比对窑头温度的影响

Table 7 Effect of flue gas recycle ratio on kiln head temperature

循环烟气占比	回转窑窑头温度/℃
0.40	1 030.9
0.41	1 189.9
0.42	1 344.9
0.43	1 390.4
0.44	1 406.3
0.45	1 423.9
0.46	1 442.8
0.47	1 462.6
0.48	1 474.4
0.49	1 491.1
0.50	1 507.5



(a) 空分及压缩纯化系统总功耗

(b) 单位CO<sub>2</sub>捕集能耗图 5 循环烟气占比对 CO<sub>2</sub> 捕集能耗的影响Fig. 5 Effects of flue gas recycle ratio on CO<sub>2</sub> capture energy consumption

算, 所用劣质煤的工业分析和元素分析见表 2。

将原富氧燃烧系统中的优质煤部分替换为劣质煤, 其他参数参考前文中最优工况参数, 计算结果

见表 8。从对比结果可知, 掺烧劣质煤时的投入量大于使用优质煤时, 总煤量相差 142 t。系统整体能耗方面, 掺烧劣质煤的能耗略低, 主要原因是燃烧后气量的差异。其他重要参数具有一致性, 证明了掺烧劣质煤具有可行性。优质煤单价为 945 元/t, 劣质煤为 544 元/t, 掺烧的劣质煤量为 428 t/d, 使用劣质煤成本可降低 3.74 万元/d, 燃料成本降低 6.76%, 证明富氧燃烧耦合劣质煤掺烧技术有利于减低水泥生产成本。

表 8 掺烧劣质煤与纯优质煤模拟数据对比

Table 8 Comparison of simulated data of mixed low-quality coal and pure high-quality coal

参数	掺烧劣质煤	纯优质煤
熟料量/(t·d <sup>-1</sup> )	5 024	4 994
生料量/(t·d <sup>-1</sup> )	8 280	8 280
总漏风系数	0.05	0.05
CaCO <sub>3</sub> 分解率/%	95	95
投入煤量(分解炉)/(t·d <sup>-1</sup> )	428	352
投入煤量(回转窑)/(t·d <sup>-1</sup> )	300	234
总输入功率/MW	170.9	172.1
新增氧气量(30℃)/(m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	35 700	35 500
氧气体积分数/%	97	97
二、三次风O <sub>2</sub> 物质的量分数	0.3	0.3
烟气中H <sub>2</sub> O体积分数/%	9.0	8.6
烟气中CO <sub>2</sub> 体积分数/%	79.90	80.50
烟气中O <sub>2</sub> 体积分数/%	2.20	2.12
循环烟气占比	0.465	0.46
去CPU的气量/(m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	105 856	106 840
CPU功耗/MW	24.61	24.94
CPU产物CO <sub>2</sub> 体积分数/%	99.46	99.47
ASU功耗/MW	13.36	13.32
富氧燃烧系统整体能耗/MW	37.97	38.26
捕集CO <sub>2</sub> 功耗/(kW·m <sup>-3</sup> )	0.456	0.457

#### 4 水泥窑富氧燃烧经济性计算

研究针对 5 000 t/d 富氧燃烧水泥窑系统进行技术经济性分析, 根据选定的系统类型参数(空气燃烧、富氧燃烧)和基本经济原始条件, 本研究旨在明确 5 000 t/d 水泥产线富氧燃烧碳捕集相对于空气燃烧的成本差异, 确定富氧燃烧时每吨 CO<sub>2</sub> 的捕集



成本。

#### 4.1 成本计算内容

本研究选取空气燃烧和富氧燃烧 2 种运行模式进行成本计算。

1) 主要运行参数。根据模拟数据,富氧燃烧系统回转窑和预分解炉的总燃料消耗量为 586 t/d,而空气燃烧气氛下的燃料消耗量为 640 t/d。2 种运行模式下运行时间均按 6 000 h/a 计算。

2) 新增设备运行参数。主要是空分设备与 CO<sub>2</sub> 压缩纯化设备相关参数。前者为 40 000 m<sup>3</sup>/h 空分制氧系统,后者为 120 000 m<sup>3</sup>/h 烟气压缩纯化系统。

3) 主要烟气流量。2 种运行模式下烟气流量分别为空气燃烧气氛下的 269 572 m<sup>3</sup>/h,以及富氧燃烧气氛下的 197 853 m<sup>3</sup>/h。

4) 经济参数。富氧燃烧系统运行时消耗品的单价:优质煤价格 945 元/t,排污当量单价 0.6 元/kg、水费为 3 元/t;将建筑期投资成本转化为经济运行年限间的年平均分摊成本时参考的经济参数(水泥产线的经济运行年限 20 a,年利率为 4.9%,资本金内部收益率为 8%,资本金占总投资比例为 20%,所得税率为 25%)和与运行维修成本计算相关参数。

5) 厂用电。为简化计算,厂用电耗(新增设备)主要考虑空分制氧系统、烟气压缩纯化系统及相关烟气循环泵。在最优工况下,即燃用优质煤,3% 系统漏风系数及 97% 的 ASU 出口氧气纯度下,除循环风机外因碳捕集而额外增加的厂用电为 37.32 MW。

#### 4.2 水泥窑富氧燃烧碳捕集成本

水泥窑富氧燃烧碳捕集系统的成本测算见表 9。在空气燃烧工况下优质煤耗量 640 t/d,总价 2.52 万元/h;而在富氧燃烧工况下,优质煤耗量 586 t/d,总价 2.31 万元/h。按照年 6 000 h 运行时间计算,每年可以节约燃料费用约 1 260 万元。

同时系统总能耗增加值为 37.32 MW,单价按照 0.6 元/kWh 计算,电费增加 2.24 万元/h,每年新增的电费成本为 13 435 万元。在最优工况下,CPU 出口 CO<sub>2</sub> 流股为 164.50 t/h,此时所对应的纯 CO<sub>2</sub> 流量为 164.07 t/h。减去燃用劣质煤所节省的燃料费用后,碳捕集能耗成本为 126.7 元/t。

由华陆工程对新增的 ASU 和 CPU 等设备进行选型和成本核算。对于 40 000 m<sup>3</sup>/h 空分制氧系统,设备费约 1.55 亿元,考虑土建、折旧、利息等成本后总投资约 2.65 亿元;而对于 120 000 m<sup>3</sup>/h 烟气压缩纯化系统设备及材料费用约 2.0 亿元,考虑土

表 9 空气燃烧及富氧燃烧水泥窑成本分析

Table 9 Economic analysis of air-combustion and oxy-combustion cement production line

设备	空气燃烧/万元	富氧燃烧/万元	新增成本/万元
原水泥窑设备	50 244.7	50 244.70	
新增设备			
空分系统		15 000.0	15 000.0
烟气循环风机		400.0	400.0
烟气循环管道		570.0	570.0
CO <sub>2</sub> 纯化压缩系统		20 278.0	20 278.0
小计		36 248.0	36 248.0
设备总计	50 244.7	86 492.7	36 248.0
建筑工程费用	27 339.6	32 288.5	4 948.9
安装工程费用	8 694.2	12 071.0	3 376.8
其他费用(除建筑期利息)	8 472.1	11 860.9	3 388.8
总静态投资成本	94 750.5	142 713.1	47 962.6
建筑期利息	3 401.0	5 122.6	1 721.6
总投资成本	98 151.5	147 835.7	49 684.2
年化利息	4 907.6	7 391.80	2 484.2
年运行维修费用			
人员费	4 480.0	5 152.0	672.0
维修费用	502.4	700.00	197.6
用水费	150.0	300.0	150.0
排污费用	481.0	481.0	
材料费			
其他费用(新增电费)		13 800.0	13 800.00
总计	5 613.40	20 433.0	14 819.60
3 a燃料成本	15 120.0	13 860.0	-1 260.00
总计	123 792.5	189 520.5	65 728.0

建、折旧、利息等成本后总投资约 3.20 亿元。考虑设备折旧及利息后,新增设备及建设费用的年化成本为 4 968.42 万元。

综上,按照 6 000 h/a 运行时间计算,年捕集 CO<sub>2</sub> 约 98.7 万 t,每年因碳捕集所新增加的成本约 1.85 亿元,折合单位碳捕集成本为 187.4 元/t,要低于陈涛等<sup>[10]</sup>所测算的碳捕集成本。据分析降低原因有以下几点:

1) 本研究通过工艺流程优化和系统整体热量匹配,进一步降低了系统漏风和富氧燃烧整体能耗,

降低了碳捕集的能耗成本。

2) 富氧系统设计时候尽量减少对原空气系统的改造量, 降低窑炉改造成本。同时随着近年来 ASU 设备国产化率的提升, 整体设备成本大幅下降, 有助于降低碳捕集的设备成本。

3) 本研究采用主流的 5 000 t/d 富氧燃烧水泥窑, 年 CO<sub>2</sub> 捕集量约为 98.7 万 t, 可以有效分摊碳捕集的设备投资成本。

## 5 结 论

1) 研究所建立的水泥窑全流程热力计算模型在空气和富氧气氛下均有着较高的精度。针对富氧气氛的计算结果表明, 当供氧体积分数为 97% 时空分分子系统和烟气净化压缩子系统总功耗最低; 当漏风系数从 1% 增加到 8% 时, ASU 和 CPU 系统的整体能耗增加约 10% ~ 15%; 湿循环总功耗高于干循环; 烟气循环比例为 0.46 时, 系统热量平衡最好, 能耗最低; 掺烧劣质煤成本可降低 3.74 万元/d, 燃料成本降低 6.76%, 并且燃烧效果基本不受影响。

2) 经济性分析中, 计算了在最优工况下的各项成本。结果显示, 按照年 6 000 h 运行时间计算, 年捕集 CO<sub>2</sub> 约 98.7 万 t, 每年因碳捕集所新增加的成本约 1.85 亿元, 折合到单位碳捕集成本为 187.4 元/t, 达到领先水平。

## 参考文献 (References) :

[1] 何捷, 崔敬轩, 聂卿, 等. 中国水泥行业碳中和路径研究 [R]. 北京: 中国建筑材料科学研究总院有限公司, 2023.  
He Jie, Cui Jingxuan, Nie Qing, et al. A Study on the Carbon Neutrality Pathways of China's Cement Industry[R]. Beijing: China Building Materials Academy, 2023.

[2] 王俊杰, 刘晶, 颜碧兰, 等. 水泥工业 CO<sub>2</sub> 过程捕集技术研究进展 [J]. *中国水泥*, 2017(11): 73-79.  
WANG Junjie, LIU Jing, YAN Bilan, et al. Research progress of CO<sub>2</sub> process capture technology in cement industry[J]. *China Cement*, 2017(11): 73-79.

[3] 赵旭东, 范永斌, 夏凌风, 等. 水泥行业替代燃料产业化发展的机制研究 [R]. 北京: 中国水泥协会, 2024.  
Zhao Xudong, Fan Yongbin, Xia Lingfeng, et al. Research on the mechanism of industrialization development of alternative fuels in the cement industry[R]. Beijing: China Cement Academy, 2024.

[4] GERBELOVÁ H, VAN DER SPEK M, SCHAKEL W. Feasibility assessment of CO<sub>2</sub> capture retrofitted to an existing cement plant: Post-combustion vs. oxy-fuel combustion technology[J]. *Energy Procedia*, 2017, 114: 6141-6149.

[5] HOENIG V, HOPPE H, KORING K, et al. ECRA CCS Project-Report on Phase III[R]. Duesseldorf: European Cement Research Academy, 2012.

[6] ALCAZER G B C, CINTI G. ECRA CCS project report about phase II[R]. Duesseldorf: European Cement Research Academy,

2009.

[7] ZEMAN F, LACKNER K. The reduced emission oxygen Kiln[R]. Lenfest Center for Sustainable Energy, Earth Institute at Columbia University, New York, NY, 2008.

[8] 吴铁军, 孔取和, 马明, 等. 水泥窑富氧燃烧废气循环碳捕集技术 [J]. *新世纪水泥导报*, 2021, 27(4): 30-32, 6.  
WU Tiejun, KONG Quhe, MA Ming, et al. Carbon capture technology for oxy-fuel combustion and exhaust gas circulating of cement kiln[J]. *Cement Guide for New Epoch*, 2021, 27(4): 30-32, 6.

[9] WANG Y F, HÖLLER S, VIEBAHN P, et al. Integrated assessment of CO<sub>2</sub> reduction technologies in China's cement industry[J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2014, 20: 27-36.

[10] 陈涛, 王玉亭, 周月桂. 水泥生产系统富氧燃烧改造的性能模拟优化 [J]. *洁净煤技术*, 2025, 32(2): 181-189.  
CHEN Tao, WANG Yuting, ZHOU Yuegui. Simulation optimization of oxygen-fuel combustion retrofitting of cement production system[J]. *Clean Coal Technology*, 2025, 32(2): 181-189.

[11] 曹瑀泽, 李敏, 刘宁, 等. 国内外 CCUS 技术发展现状研究及典型案例分析 [J]. *中国建材*, 2024(7): 124-127.  
CAO Yuze, LI Min, LIU Ning, et al. Domestic and international CCUS technology development status and typical case analysis[J]. *China Building Materials*, 2024(7): 124-127.

[12] 彭学平, 陈昌华, 代中元, 等. 水泥行业双碳体系下全氧燃烧碳减排技术装备研发及示范应用 [J]. *水泥技术*, 2024(5): 11-18.  
PENG Xueping, CHEN Changhua, DAI Zhongyuan, et al. Research and demonstration application of oxy-fuel combustion carbon reduction technology and equipment under the dual carbon system in the cement industry[J]. *Cement Technology*, 2024(5): 11-18.

[13] GAO T M, SHEN L, SHEN M, et al. Analysis of material flow and consumption in cement production process[J]. *Journal of Cleaner Production*, 2016, 112: 553-565.

[14] 孙兰义. 化工流程模拟实训: Aspen Plus 教程 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2012.

[15] 夏诺. 基于 Aspen Plus 的磷石膏制酸联产水泥的模拟与分析 [D]. 武汉: 武汉工程大学, 2018.

[16] 韩涛, 余学海, 廖海燕, 等. 200MW 富氧燃烧电站三塔空分流程模拟与优化 [J]. *中国电力*, 2016, 49(4): 134-140.  
HAN Tao, YU Xuehai, LIAO Haiyan, et al. Simulation and optimization of a triple-column cycle for oxygen production of 200-MW oxyfuel power plant[J]. *Electric Power*, 2016, 49(4): 134-140.

[17] 江蓉, 张进, 李小娜, 等. 基于富氧燃烧的 CO<sub>2</sub> 压缩纯化技术研究进展 [J]. *煤炭学报*, 2022, 47(11): 3914-3925.  
JIANG Rong, ZHANG Jin, LI Xiaoshan, et al. Research progress of CO<sub>2</sub> compression and purification technology based on oxy-fuel combustion[J]. *Journal of China Coal Society*, 2022, 47(11): 3914-3925.

[18] LI D, LI Z S. CFD-aided optimization of the decomposition kinetics of cement raw meals under high CO<sub>2</sub> concentrations[J]. *Fuel Processing Technology*, 2023, 242: 107651.

[19] SHU Y X, ZHANG H L, ZHANG J Y, et al. Numerical study on oxy-biomass co-firing in a cement rotary kiln[J]. *Thermal Science*, 2024, 28(5): 4407-4419.