《高等工程热力学—能量系统热力学分析方法》课程报告

**题目：超临界H2O/CO2混合工质发电系统㶲分析**

小组成员：石赜 3118103075 硕8023班

刘文兵3118103118 硕8024班

白玉平4118003141 博1832班

祁豪杰3118303461 硕8035班

侯天放3118303455 硕8035班

2019年02月

西安交通大学热流科学与工程系

超临界H2O/CO2混合工质发电系统㶲分析

石赜，刘文兵，白玉平，祁豪杰，侯天放

摘 要：煤炭超临界水气化技术是煤炭高效环保利用的重要支撑之一，对基于此技术的超临界H2O/ CO2混合工质发电系统开展研究，是将该技术应用于生产实际的重要推动。本文通过优化初始构型，建立高效合理的新型混合工质发电系统，计算得到其能量效率为40.09%，并对此系统开展㶲分析。计算了各物流的㶲值及各设备的㶲损失与㶲效率，得到系统㶲效率为40.77%；气化反应器是系统中㶲损失最大的设备，其㶲损失占总㶲损失的50.57%；㶲效率最低的设备是凝汽器，㶲效率只有12.32%。㶲分析从能量可利用程度与能量转化过程不可逆性的角度揭示了系统能量利用的薄弱环节，这为后续系统构型与参数的优化提供了方向，有助于新型发电系统不断发展完善。

关键词：混合工质 发电系统 热力学性能 㶲分析

**报告正文**

# 背景

煤炭是中国最为丰富的一次能源，燃煤发电是煤炭的重要利用方式之一，发挥着调峰、调频、备用电源的作用，在未来一定时期内将持续运行[1]。但环保形势日益严峻，寻找符合环保要求的煤炭发电新方式成为新兴课题，基于煤炭超临界水气化的发电技术应运而生。

有机物在超临界水环境下气化为高热值合成气这一理论由Modell于1978年提出[2]。将煤炭在超临界水中进行气化反应具有明显的优势：产氢量高、生成的CO2易于从H2等典型气态产物分离；特别是反应中元素N和S可以作为无机物质沉积并很容易从反应体系中分离出来，易于实现大气污染物的控制[3]。超临界水气化反应的这些特性赋予其服务于煤炭绿色环保应用的能力。



图1-1 一种基于煤超临界水气化技术的新型发电系统构型[4]

基于煤炭超临界水气化技术，西安交通大学郭烈锦等人提出了一种新型发电系统构型[4]，如图1-1所示。该系统使气化反应生成的合成气直接通过多级汽轮机膨胀做功，并通过氢燃烧进行再热，实现煤电转化。采用类似的方法，中科院工热所Chen等提出了外燃式和内燃式两类发电系统构型，外燃式系统的优点在于引入了高效的联合循环有效提升了系统效率，内燃式系统的优点在于易于实现CO2分离捕集，环保性能好[5-6]。这些工作的开展证明了基于煤炭超临界水气化发电的可行性。

由于上述内燃式系统环保性能好，且其采用的超临界H2O/CO2混合工质具有稳定高效的特点，本文将其作为初始构型。通过对其优化调整，构建高效合理的超临界H2O/CO2混合工质发电系统构型，并运用㶲分析方法对其热力学性能开展研究。

# 混合工质发电系统

## 系统构型

考虑回热系统运行稳定性与安全性，对文献[6]初始构型进行优化。抽汽在回热加热器中冷却后，水凝结为液态而二氧化碳仍然保持气态，可能形成严重的气液两相流，不利于工质在疏水管道中稳定流动。故本文在回热系统中每一级加热器均增设气液分离器，将抽汽在加热器冷凝段冷却形成的气液两相流分离，改善疏水流动状况。气相分离产物经过减压后与下一级抽汽混合，进入下一级加热器放热；液相分离产物则与减压后的上一级加热器疏水混合，进入本级加热器疏水冷却段进一步放热。根据文献[6]所载初始构型，及以上构型调整，作出用于本研究的混合工质动力循环构型，如图2-1所示。



图2-2 混合工质动力循环构型示意图

构型中透平回热系统采用四高两低无除氧共六级设计，再热器采用气化反应器出口高温混合工质再热的方式。疏水采用气液相分别逐级自流，最终进入凝汽器的设置。高压缸设一级抽汽，并将排汽作为一级抽汽，低压缸设置四级抽汽。系统中工质的主要流程如下：对空气进行分离和压缩获得高压氧气，而后煤炭、高压氧气和给水在气化反应器中发生化学反应生成高温高压的超临界H2O/CO2混合工质。混合工质首先进入再热器加热再热蒸汽，同时温度降低以保护透平高压缸。而后混合工质进入透平高压缸做功，部分工质以抽汽形式进入回热系统对给水进行加热，其余大部分工质排出高压缸后进入再热器重新加热，而后进入透平低压缸继续做功，同时仍有部分抽汽用于回热。回热加热器热侧出口的两相物流进行气液分离，疏水和气相分离产物分别逐级自流。最终透平的排汽、回热加热器疏水与气相分离产物共同进入凝汽器冷却。冷却后凝结成的水和气态的CO2在碳捕集系统中实现分离。水由凝结水泵送至低压加热器加热，再经由给水泵输送至高压加热器继续加热后作为给水进入气化反应器完成循环；而CO2则压缩至常压进行捕集封存。

同时本文对系统尾部分离得到的水按闭式循环处理，提高水资源的利用效率。另外，本文将文献[6]中气化反应器、燃烧器、过热器三个模块简化为一黑箱模型，仍称为气化反应器，其中包括煤炭与超临界水发生的气化反应、合成气与高压氧气发生的氧化反应及新蒸汽与给水的换热过程，按质量守恒、能量守恒和元素守恒的规律对黑箱模型进行计算。

## 系统主要参数

输入系统的煤、氧气参数，以及煤的工业分析、元素分析数据如下表所示：

表2-1 系统输入物流参数

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 物流 | 温度/°C | 压力/MPa | 流量/ kg·s-1 |
| 煤 | 25 | 25 | 0.95 |
| 氧气 | 25 | 25 | 2.012 |

表2-2 煤的工业分析和元素分析[6]

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 工业分析 | 收到基质量分数/% | 元素分析 | 收到基质量分数/% |
| 水分 | 6.63 | 碳 | 68.45 |
| 灰分 | 10.58 | 氢 | 4.68 |
| 挥发分 | 24.42 | 氧 | 7.69 |
| 固定碳 | 58.37 | 氮 | 0.93 |
| 高位发热量/ kJ·kg-1 | 26700 | 硫 | 1.05 |

为简化气化反应黑箱模型的计算过程，实际模拟中将忽略煤中的氮元素和硫元素。氧气由空气分离得到并压缩至25MPa，研究中忽略此分离过程，但计算系统效率时将其耗功考虑在内。忽略气化反应器黑箱、换热器等的散热损失，将气液分离器设置为绝热，并按定流量计算方式进行研究。将必要的给定参数输入Aspen Plus软件进行仿真模拟，获得混合工质发电系统中的各主要物流的热力学参数及主要设备输出/消耗功率如下表所示。

表2-3 系统主要物流参数

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 参数 | 数值 | 参数 | 数值 |
| 新蒸汽温度/°C | 777.6 | 碳捕集系统二级压缩压力/MPa | 0.1 |
| 新蒸汽压力/MPa | 25 | 补水温度/°C | 35 |
| 新蒸汽流量/kg·s-1 | 11.243 | 补水压力/kPa | 9 |

表2-3（续）

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 参数 | 数值 | 参数 | 数值 |
| 混合工质比例/H2O:CO2 | 0.788:0.212 | 凝汽器出口温度/°C | 35 |
| 再热压降/% | 15 | 凝结水泵出口压力/MPa | 0.5 |
| 给水温度/°C | 280 | 透平效率 | 0.9 |
| 给水压力/MPa | 25 | 捕集系统压缩机效率 | 0.8 |
| 给水流量/kg·s-1 | 8.4 | 水泵效率 | 0.75 |
| 透平背压/kPa | 9 | 空气分离制氧气耗功/kWh·kg-1 | 0.31 |
| 碳捕集系统一级压缩压力/MPa | 0.02 |  |  |

表2-4 回热系统主要参数

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 参数 | HR1 | HR2 | HR3 | HR4 | HR5 | HR6 |
| 抽汽压力/MPa | 7.5 | 5.5 | 3.9 | 1.69 | 0.5 | 0.12 |
| 抽汽温度/°C | 418.1 | 372.3 | 553.1 | 428.7 | 276.5 | 135.7 |
| 抽汽系数 | 0.059 | 0.060 | 0.051 | 0.056 | 0.050 | 0.048 |
| 给水进口温度/°C | 260.0 | 230.1 | 184.2 | 136.7 | 84.5 | 36.1 |
| 给水出口温度/°C | 280.0 | 260.0 | 230.1 | 184.2 | 132.3 | 84.5 |
| 气液分离温度/°C | 267.0 | 239.0 | 194.0 | 153.0 | 102.0 | 55.0 |
| 疏水温度/°C | 262.0 | 232.0 | 188.1 | 140.7 | 88.5 | 40.0 |
| 水侧压力/MPa | 25 | 25 | 25 | 25 | 0.5 | 0.5 |

表2-5 各设备输出/消耗功率

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 设备 | 类型 | 功率/kW |
| 透平高压缸 | 功率输出 | 4280.708 |
| 透平低压缸 | 功率输出 | 9306.237 |
| 第一级压缩机 | 功率消耗 | 406.888 |
| 第二级压缩机 | 功率消耗 | 465.3234 |
| 凝结水泵 | 功率消耗 | 5.533941 |
| 给水泵 | 功率消耗 | 294.0758 |
| 空分耗功 | 功率消耗 | 2245.577 |

# 系统热力学分析模型

## 能量分析模型

根据上述计算工况下透平输出功率、压缩机消耗功率与水泵消耗功率，计算系统对外做功的功率：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-1) |

式中：——系统对外输出功率/kW；——透平输出功率/kW；——碳捕集设备压缩机消耗功率/kW；——空气分离设备压缩耗功/kW；系统——水泵消耗功率/kW。

根据文献[6]，输入系统的能量可以根据煤的高位发热量用下式计算：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-2) |

式中：——输入系统能量的流量/kW；——输入煤的质量流量/kg·s-1；——煤的高位发热量/ kJ·kg-1。

系统效率是系统对外做功与系统输入能量的比，可表示为：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-3) |

## 㶲分析模型

不同形式能量相互转换的过程具有明显的方向性。可以无限转换的能量被称为㶲，它代表了能量中能够转化成为有用功的最高份额；其余的能量无法转化为有用功，被称为[7]。由于㶲表征了能量转变为功的能力和技术上的有用程度，可以通过计算㶲参数来分析能量的品质，从而评价能量利用的合理程度[8-9]。进行㶲分析首先要规定一个环境基准，它是人为规定的一个标准态，包括温度、压力以及化学组成，在此标准态下将物质的㶲定为零[11]。当系统的状态与环境基准的状态不一致时，系统从原有状态变化到环境基准状态的过程中会对外界做功，功的最大值就是㶲。㶲可分为物理㶲和化学㶲，前者是系统由于温度、压力与环境基准不同而具备的做功能力，而后者代表系统由于化学物质结构、浓度与环境基准不同而具备的做功能力。

本研究定义环境基准体系：温度25°C、压力9kPa，化学组成为H2O、CO2，其摩尔分数分别是0.28、0.72。其中温度与环境温度一致，压力取透平背压，两种工质的比例取碳捕集系统后输出至环境中封存的CO2物流中两种工质的比例。

对于稳定流动的混合气体物流，其物理㶲和化学㶲可分别使用下式计算[8]：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-4) |

式中：——混合气体物理㶲/kJ·mol-1；——混合气体的摩尔焓/kJ·mol-1；——混合气体处于环境基准下的摩尔焓/kJ·mol-1；——环境基准温度/K；——混合气体的摩尔熵/kJ·(mol·K)-1；——混合气体处于环境基准下的摩尔熵/kJ·(mol·K)-1。

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-5) |

式中：——混合气体化学㶲/kJ·mol-1；——混合气体中各组分的摩尔分数；——混合气体中各组分的化学㶲/kJ·mol-1；——混合工质气体常数/kJ·(mol·K)-1。

对于本文研究的超临界H2O/CO2混合工质，在计算化学㶲时，为简便起见，参考湿空气化学㶲的计算方法[10]，使用下式计算：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-6) |

式中：——混合工质气体常数/kJ·(mol·K)-1；——环境基准温度/K；——混合工质中水的摩尔分数；——环境基准中水的摩尔分数；——混合工质中CO2的摩尔分数；——环境基准中CO2的摩尔分数。

则混合气体物流的㶲即为物理㶲与化学㶲之和：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-7) |

对于液态水，其总㶲值可按下式进行计算[11]：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-8) |

式中：——液态水总㶲值/kJ·mol-1；——液态水的摩尔焓/kJ·mol-1；——液态水处于环境基准下的摩尔焓/kJ·mol-1；——环境基准温度/K；——液态水的摩尔熵/kJ·(mol·K)-1；——液态水处于环境基准下的摩尔熵/kJ·(mol·K)-1。

对于给水管道和疏水管路中的液态工质，由于其CO2摩尔分数不超过1.5%，为方便计算，均按液态水的㶲计算方法进行计算。

对于固体燃料煤，其总㶲值可使用下式近似计算[6,8]：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-9) |

式中：——煤的㶲/ kJ·kg-1；——煤的低位发热量/ kJ·kg-1；——煤中氢元素的质量分数；——煤中碳元素的质量分数；——煤中氧元素的质量分数；——煤中氮元素的质量分数。

按以上各式计算得到系统中各物流的㶲值后，可使用下式计算各设备的㶲损失：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-10) |

式中：——设备的㶲损失/kW；——设备进口各物流的㶲流量/kW；——设备出口各物流的㶲流量/kW。

系统的㶲效率与能量效率类似，使用下式计算：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-11) |

式中：——系统对外做功的功率/kW。

系统中各设备的㶲效率，根据其功能的不同，可以按照其㶲收益与㶲消耗之比的定义进行计算，或按照流出设备的㶲与流入的㶲之比进行计算，如以下两式所示：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-12a) |
|  |  | (3-12b) |

式中：——设备的㶲效率；——设备收益的㶲流量/kW；——设备消耗的㶲流量/kW；——设备出口各物流的㶲流量/kW；——设备进口各物流的㶲流量/kW；——设备的㶲损失/kW。

同时为便于与按煤的高位发热量计算的系统能量效率进行比较，在计算系统㶲效率时以煤炭带入系统的㶲作为系统的㶲输入，即改用下式计算：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  | (3-13) |

式中：——系统对外做功功率/kW；——输入煤的质量流量/kg·s-1；——煤的㶲/kJ·kg-1。

# 结果与讨论

## 系统能量效率计算结果

由表2-5功率输出/消耗数据，根据式(3-1)至(3-3)进行计算，可得系统能量效率为40.09%。这一结果低于现有高效超超临界燃煤发电机组效率，其原因主要是本文所研究的系统考虑了CO2分离捕集系统的压缩机耗功，及制备煤气化过程所需氧气使用的空气分离设备的耗功，两者合计3117.745kW，占系统输入能量的12.29%。

后续研究中可以考虑通过构型调整、参数优化等方法，逐步提高系统效率，系统优化目标可以设定为将扣除各压缩耗功的系统净效率提高至50%以上。

## 㶲分析结果

将混合工质循环构型中的各物流按相应公式计算其㶲值，再利用式(3-10)计算各设备㶲损失。将计算的主要结果示于表4-1和图4-1：

表4-1 系统主要㶲流计算

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 项目 | 值/kW | 比例/% |
| 㶲输入 |  |  |
| 煤 | 24945.2 | 98.52 |
| 氧气 | 375.3 | 1.48 |

表4-1（续）

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 项目 | 值/kW | 比例/% |
| 补水 | 0.2 | 0.00 |
| 合计 | 25320.7 | 100.00 |
| 㶲输出 |  |  |
| 对外做功 | 10169.5 | 40.16 |
| 随工质离开 | 553.7 | 2.19 |
| 排渣 | 3130.6 | 12.36 |
| 㶲损失 |  |  |
| 气化反应器 | 5798.7 | 22.90 |
| 空分系统 | 1390.4 | 5.49 |
| 再热器 | 593.5 | 2.34 |
| 高压缸 | 209.8 | 0.83 |
| 低压缸 | 756.9 | 2.99 |
| 凝汽器 | 1107.2 | 4.37 |
| 压缩冷却器 | 342.8 | 1.35 |
| 加热器HR1 | 70.9 | 0.28 |
| 加热器HR2 | 86.0 | 0.34 |
| 加热器HR3 | 129.9 | 0.51 |
| 加热器HR4 | 116.0 | 0.46 |
| 加热器HR5 | 97.9 | 0.39 |
| 加热器HR6 | 98.1 | 0.39 |
| 气液分离器 | 0.0 | 0.00 |
| 水泵 | 54.6 | 0.22 |
| 压缩机 | 125.6 | 0.50 |
| 减压阀 | 308.9 | 1.22 |
| 混合器 | 179.6 | 0.71 |
| 小计 | 11466.8 | 45.29 |
| 合计 | 25320.7 | 100.00 |

由式(3-11)计算可知，系统的㶲效率为40.77%。由图4-1可见，㶲流的方向与物流、能量流相同，在发生能量交换的设备中均有明显的㶲损失。图4-2所示是各设备㶲损失量的相对关系，图4-3所示是设备㶲损失量占系统总㶲损失量的比例关系，即设备的㶲损率。由图4-2、图4-3可见，系统中㶲损失最大的设备为气化反应器，其㶲损失占系统总㶲损失的50.57%；其次是空分系统，其㶲损失亦达到总㶲损失的12.13%。对于其他设备，凝汽器、透平低压缸、再热器和回热加热器的㶲损失占总㶲损失的比例分别为9.66%、6.60%、5.18%和5.22%，其余设备的㶲损失则低于总㶲损失的5%。



图4-1 混合工质循环系统㶲流桑基图



各设备㶲损失/kW

图4-2 系统各设备㶲损失



图4-3 系统各设备㶲损失的比例

从㶲损失的计算分析结果可以看到，提高系统的能量利用效率的首要工作是减少气化反应部分的损失，可通过优化氧化反应过程、提高气化部分换热效率及减少反应器散热损失等方式实现；同时可以尝试从提高空分系统压缩机的效率，以及减小系统冷源损失的角度提高系统效率。对于气化反应器㶲损失最大的原因，有学者认为，这与气化反应器中主要发生化学反应有关，而其余设备如换热器、透平、冷却器等只发生物理变化，故㶲损失小于气化反应器[12]。

图4-4所示为系统主要设备的㶲效率。透平、凝结水泵、碳捕集系统压缩机与前几级回热加热器等设备的㶲效率较高，能量的转化利用比较充分。凝汽器与压缩冷却器的㶲效率在系统主要设备中是最低的，说明大量的可用能在冷却设备中损失了，即系统的冷源损失较大。其次是空气分离系统和第六级换热器㶲效率较低。需要说明的是，由于在模拟中将气化反应器简化为黑箱模型时，未考虑散热损失，其㶲效率计算值与热效率相似，都会比实际值高。

对于凝汽器和压缩冷却器计算得到㶲效率最低，一方面是由于研究中将冷却水忽略，将这两个换热器简化为只考虑工质放热、㶲减小过程的简单冷却器，故其㶲效率按出口工质㶲与入口工质㶲作比得到，与按换热器计算的㶲效率有区别；另一方面，这正反映了系统冷源损失较大，可以考虑对其回收利用。

表4-2将各设备㶲损失值、㶲损系数、㶲损率与㶲效率进行了对比。其中㶲损系数为设备㶲损失占系统总输入㶲的比例，㶲损率为㶲损失占系统总㶲损失的比例。由表可见，气化反应器的㶲效率在未考虑热损失时达到80.01%，显示其中可用能转化效率较高；但是其㶲损率达到了50.57%，这意味着系统㶲损失的一半是在气化反应器中发生的，它是系统效率提升的关键。而对于碳捕集系统第一级压缩机后的冷却器，其㶲效率只有30.50%，能量传递转化效率低，但其㶲损率只有2.99%，小于再热器、低压缸等设备，并非系统中最薄弱的环节，对压缩冷却器进行研究优化不一定能收到最明显的效果。这说明从㶲的角度对系统性能进行分析时，应从各设备的㶲效率、㶲损失等方面统筹考虑，得出较为全面的系统㶲分析结果，以指导系统优化改进、提升系统的性能。



设备㶲效率/%

图4-4 系统主要设备㶲效率

表4-2 系统主要设备㶲对比分析

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 设备 | 㶲损失/kW | 㶲损系数/% | 㶲损率/% | 㶲效率/% |
| 气化反应器 | 5798.7 | 22.90 | 50.57 | 80.01 |
| 空气分离系统（制氧气） | 1390.4 | 5.49 | 12.13 | 38.08 |
| 再热器 | 593.5 | 2.34 | 5.18 | 80.55 |
| 高压缸 | 209.8 | 0.83 | 1.83 | 95.33 |
| 低压缸 | 756.9 | 2.99 | 6.60 | 92.48 |
| 凝汽器 | 1107.2 | 4.37 | 9.66 | 12.32 |
| 压缩冷却器 | 342.8 | 1.35 | 2.99 | 30.50 |
| 加热器HR1抽汽冷凝段 | 70.8 | 0.28 | 0.62 | 83.53 |
| 加热器HR1疏水冷却段 | 0.1 | 0.00 | 0.00 | 98.05 |
| 加热器HR2抽汽冷凝段 | 85.3 | 0.34 | 0.74 | 84.38 |
| 加热器HR2疏水冷却段 | 0.7 | 0.00 | 0.01 | 97.58 |
| 加热器HR3抽汽冷凝段 | 125.7 | 0.50 | 1.10 | 82.05 |
| 加热器HR3疏水冷却段 | 4.1 | 0.02 | 0.04 | 94.30 |
| 加热器HR4抽汽冷凝段 | 106.7 | 0.42 | 0.93 | 80.48 |
| 加热器HR4疏水冷却段 | 9.3 | 0.04 | 0.08 | 90.67 |
| 加热器HR5抽汽冷凝段 | 80.5 | 0.32 | 0.70 | 78.24 |
| 加热器HR5疏水冷却段 | 17.4 | 0.07 | 0.15 | 82.27 |
| 加热器HR6抽汽冷凝段 | 73.7 | 0.29 | 0.64 | 66.70 |
| 加热器HR6疏水冷却段 | 24.4 | 0.10 | 0.21 | 55.01 |
| 给水泵 | 54.5 | 0.22 | 0.48 | 81.46 |
| 凝结水泵 | 0.1 | 0.00 | 0.00 | 98.08 |
| 碳捕集系统第一级压缩机 | 64.1 | 0.25 | 0.56 | 84.25 |
| 碳捕集系统第二级压缩机 | 61.5 | 0.24 | 0.54 | 86.78 |

# 结论

㶲分析方法基于热力学第二定律，能够反映系统中能量品质的变化，分析能量利用的合理程度。本文采用此法对基于煤超临界水气化技术的超临界H2O/CO2混合工质发电系统进行计算分析。计算得到系统㶲效率为40.77%，略高于系统40.09%的能量效率。

在系统设备的㶲分析方面，系统中㶲效率最低的设备是凝汽器和碳捕集系统压缩冷却器，㶲效率分别为12.32%和30.50%，说明系统的冷源损失较大。系统中㶲损失最大的三个设备分别是气化反应器、空分系统压缩机和凝汽器，其㶲损失分别占到系统总㶲损失的50.57%、12.13%和9.66%。这些是系统中能量转化利用的薄弱环节，提高系统能量利用率应主要以这些环节为对象，通过设备技术改进升级提高气化反应器与压缩机的能量转化利用程度，通过系统优化与余热回收降低或合理利用冷源损失。而由于发生化学反应而㶲损失占比达到最大的气化反应器则是应成为提升系统效率的主要着手点，通过优化反应过程、提高传热效率和减少散热损失等方式降低其能量损失，提高系统效率，以达到节约能源的目的。

# 参考文献

1. 朱成章．试论煤电在中国的不可替代性[J]．中外能源，2016，21：14-18．
2. Modell M, Reid CC, Amin SI. Gasification process[P]. US4113446, 1978.
3. Guo LJ, Jin H, Lu YJ. Supercritical water gasification research and development in China[J]. The Journal of Supercritical Fluids, 2015, 96(03): 144-150.
4. Guo LJ, Jin H. Boiling coal in water: Hydrogen production and power generation system with zero net CO2 emission based on coal and supercritical water gasification[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2013, 38(29): 12953-12967.
5. Chen ZW, Gao L, Zhang XS, et al. High-efficiency power generation systemwith integrated supercritical water gasification of coal [J]. Energy, 2018, 159: 810-816.
6. Chen ZW, Zhang XS, Han W, et al. A power generation system with integrated supercritical water gasification of coal and CO2 capture[J]. Energy, 2018, 142: 723-730.
7. 沈维道，童钧耕．工程热力学[M]．4版．北京：高等教育出版社，2007．
8. 傅秦生．能量系统的热力学分析方法[M]．西安：西安交通大学出版社，2005．
9. 刘强，段远源．超临界600MW火电机组热力系统的㶲分析[J]．中国电机工程学报，2010，30(32)：8-12．
10. 钱三鸿．标准化学㶲及其应用[J]．能源，1984(01)：45-46+14.
11. Bejan A. Advanced Engineering Thermodynamics[M]. New York: John Wiley& Sons Inc, 2006.
12. 苗海军．超临界水中煤气化制氢热力发电系统的构建以及能量转化机理分析[D]．西安：西安建筑科技大学，2014．