(19) 대한민국특허청(KR)
(12) 등록특허공보(B1)

(45) 공고일자 2018년11월05일
(11) 등록번호 10-1914439
(24) 등록일자 2018년10월29일

(51) 국제특허분류(Int. Cl.)
B01D 53/14 (2006.01) *B01D 53/62* (2006.01)
F01K 13/00 (2006.01) *F01K 23/10* (2006.01)
F01N 3/00 (2006.01) *F22B 1/18* (2006.01)
(21) 출원번호 10-2010-0115155
(22) 출원일자 2010년11월18일
심사청구일자 2015년10월07일
(65) 공개번호 10-2012-0044869
(43) 공개일자 2012년05월08일
(30) 우선권주장
2010 1517 2010년10월28일 노르웨이(NO)
(56) 선행기술조사문헌
WO2010020684 A1*
(뒷면에 계속)
전체 청구항 수 : 총 2 항 심사관 : 김정은

(73) 특허권자
씨오투 캡쳐 에이에스
노르웨이 0273 오슬로 노벨스 게이트 10
(72) 발명자
토르 크리스텐센
노르웨이 엔오-3229 산데프요르드 하슬레스코그비엔 10
헤르만 드 마이어
벨기에 2930 브라스차트 미크세베크스트라트 19
(74) 대리인
정진상

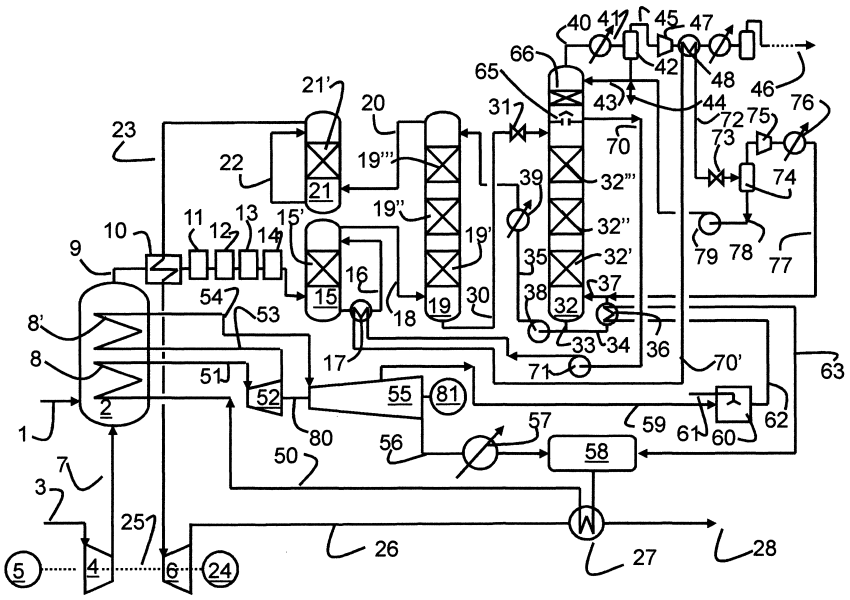
(54) 발명의 명칭 **ＣＯ２포집 플랜트에서의 열 통합**

(57) 요 약

본 발명은 가압 유동상 연소 챔버(2), 연소에서의 연소 가스의 냉각을 위한 열 파이프(8, 8'), 직접 접촉 냉각기(15), 상기 직접 접촉 냉각기(15)로부터의 배기 가스의 배출 및 냉각된 배기 가스를 CO_2 흡수기(19)로 도입하기 위한 세정 배기 파이프(18)를 포함하는, CO_2 포집과 탄소계 연료의 연소를 위한 파워 플랜트에 관한 것으로, 여

(뒷면에 계속)

대 표 도 - 도1



기서 희박 배기 파이프(20)가 흡수기(19)의 정상부에 연결되어 흡수기(19)로부터 희박 배기 가스를 배출시키고, 리치 흡수제 파이프(30)가 흡수기(19)의 바닥에 연결되어 리치 흡수제를 배출하고 이것을 흡수제의 재생을 위한 스트리핑 칼럼(32)에 도입하여 희박 흡수제 및 추가 처리되어 청정 CO_2를 생성하는 CO_2 스트림을 생성하며, 물 재순환 파이프(16)가 직접 접촉 냉각기(15)의 바닥에 연결되어 사용된 냉각수를 배출하고, 직접 접촉 냉각기(15)의 정상부에 연결되어 직접 접촉 냉각기의 정상부에서 냉각수를 재도입하며, 각각 냉각수를 열교환기로 전달 및 배출시키기 위한 물 재순환 파이프(70, 70')에 연결된 열교환기(17)가 재순환 파이프(16)에 제공되어 파이프(16)에서 순환하는 직접 접촉 냉각기 냉각수를 냉각시키는 파워플랜트이다.

(56) 선행기술조사문헌
JP2007061777 A
JP2003225537 A
JP2006213580 A
JP2006506568 A
*는 심사관에 의하여 인용된 문헌

명 세 서

청구범위

청구항 1

탄소계 연료의 연소 및 CO_2 포집에 의한 발전방법으로서, 산소를 함유하는 기체의 존재하에, 압력하에서 탄소계 연료가 연소 챔버(2) 내에서 연소되고, 연소가스는, 상기 연소 챔버 중에 구비된 열 파이프 내부에서 증기의 발생에 의하여 상기 연소 챔버 내에서 냉각되고, 배기 가스는 배기 가스 파이프(9)를 통하여, 열교환기(10) 및 배기 가스 처리 유닛(11, 12)를 거쳐서 상기 연소 챔버로부터 배출되고, 직접 접촉 냉각기(15)는, 상기 직접 접촉 냉각기의 바닥에 수집된 물의 재순환 및 상기 직접 접촉 냉각기의 정상부에서의 냉각수 재도입을 위하여 물 재순환 파이프(16)에 접속되고, 상기 직접 접촉 냉각기에서는, 부분적으로 냉각된 배기 가스가 물에 대한 향류 흐름에 의하여 더 냉각되고 가습되며, 상기 배기 가스는, 세정 배기 파이프(18)를 통하여 상기 직접 접촉 냉각기로부터 배출되어, CO_2 흡수기(19)로 도입되며, 상기 CO_2 흡수기(19)로는, 희박 흡수제가, 상기 CO_2 흡수기 내의 상부 접촉 구역(19"')의 위로 도입되고, 상기 배기 가스는 액체 CO_2 흡수제에 대하여 향류로 흐르도록 유도되고, 상기 CO_2 흡수기의 바닥에서 수집되고 그로부터 리치 흡수제 파이프(30)의 내로 배출되는 리치 흡수제 및, 상기 CO_2 흡수기(19)에 접속되어 있는 CO_2 희박 배기 가스(20)를 통하여 상기 흡수기(19)의 정상부로부터 배출되는 CO_2가 희박 배기 가스를 부여하고, 상기 희박 배기 가스는, 세정 구간에서 세정되고, 열교환기에서 가열되고, 전력을 생성하기 위하여 터빈을 거쳐서 팽창되고, 그 후 대기중으로 방출되며, 상기 리치 흡수제 파이프(30)는, 상기 흡수제를 재생하며, 상기 희박 흡수제가 흡수기(19)로 펌핑되는 희박 흡수제 재순환 라인(35)을 통하여 배출되는 희박 흡수제와, 추가 처리되어 청정 CO_2를 부여하는 CO_2 스트림을 생성하기 위하여 상기 리치 흡수제를 스트리핑 칼럼(32)으로 도입하기 위하여 접속되며, 상기 CO_2 스트림은, 상기 스트리핑 칼럼(32)의 정상부에 구비된 직접 접촉 냉각기(66)를 통하여 흐르는 냉각유체에 접하여 냉각되며, 물은, 상기 직접 접촉 냉각기(66)의 아래쪽에 마련되는 수집판(65)에서 수집되며, 수집된 물을 배출하기 위한 물 재순환 파이프(70)가 배치되는 발전방법에 있어서,

상기 재순환 파이프(16) 내에서 순환하는 직접 접촉 냉각기 냉각수는, 상기 재순환 파이프(16)내에 설치된 열교환기(17)에서 냉각되고, 냉각수는, 상기 열교환기(17)에 접속되어 있는 물 재순환 파이프(70,70')를 통하여, 각각 공급 및 배출되고, 상기 열교환기(17)로부터 물 재순환 파이프(70')를 통하여 배출된 물은, 플래시 밸브(73) 및 플래시 탱크(74)를 통하여 플래시 처리되고, 상기 플래시 탱크(74)로부터의 물은, 상기 물을 스트리핑 칼럼 직접 접촉 냉각기(66)에서 세척액으로서 재순환하기 위하여, 라인(78)을 통하여 배출되고, 플래시 탱크 내의 증기는, 부가적인 스트리핑 증기로서, 상기 플래시 탱크(74)에 접속되어 있는 증기 라인(77)을 통하여 상기 스트리핑 칼럼으로 도입되는 것을 특징으로 하는 발전 방법.

청구항 2

제1항에 있어서,

파이프(70') 내의 유체가 플래시 밸브(73)에서 플래시 처리되기 전에, 압축된 CO_2 및 증기를 냉각하기 위하여 마련된 열교환기(48)내에서 가열되는 것을 특징으로 하는 발전 방법

청구항 3

삭제

발명의 설명

기 술 분 야

[0001] 본 발명은 CO_2 함유 기체, 예컨대 탄소계 연료의 연소에서 유래하는 배기 가스로부터 CO_2를 포집하는 분야에 관한 것이다. 더욱 구체적으로, 본 발명은 CO_2 포집 플랜트의 에너지 필요량을 감소시키기 위한 CO_2 포집 개선에 관한 것이다.

배 경 기 술

[0002] 탄소계 연료, 구체적으로는 화석 연료의 연소에서 나오는 CO_2의 방출은 대기 중에서 CO_2의 온실효과 때문에 대단히 우려되고 있다. 대기 중 CO_2 방출을 감소시키기 위한 하나의 방법은 탄소계 연료의 연소에서 나오는 배기 가스로부터 CO_2를 포집하고 포집한 CO_2를 안전하게 처리하는 것이다. 최근 십년 동안 다수의 CO_2 포집 용액이 제안되어 왔다.

[0003] CO_2 포집을 위해 제안된 기술은 이하의 3개의 주요 군으로 대별될 수 있다.

[0004] 1. CO_2 흡수 - CO_2가 배기 가스로부터 가역적으로 흡수되어 CO_2가 희박한 배기 가스를 남기고, 흡수제는 재생되어, 추가 처리되어 저장되는 CO_2를 배출한다.

[0005] 2. 연료 전환 - 탄화수소 연료를 수소 및 CO_2로 전환(재생)하고, CO_2는 수소로부터 분리되어 안전하게 저장되는 반면 수소는 연료로서 사용된다.

[0006] 3. 옥시연료 - 탄소계 연료를 공기로부터 분리된 산소의 존재 하에 연소시킨다. 산소를 공기로 대체하면 냉각 및 플래시(flash) 처리에 의하여 분리될 수 있는 증기 및 CO_2를 주로 포함하는 배기 가스가 남는다.

[0007] 2003년 12월 31일자 **WO 2004/001301 A**호 (SARGAS AS)에는, 탄소계 연료를 고압 하에 연소시키고, 연소 챔버 내 증기관에서 증기를 발생시킴으로써 연소 챔버 내에서 연소 가스를 냉각시키며, 흡수/탈착에 의하여 연소 가스로부터 CO_2를 분리하여 저장을 위한 CO_2 및 희박(lean) 연소 가스를 생성하고, 이후 희박 연소 가스를 가스 터빈에서 팽창시키는 플랜트가 개시되어 있다.

[0008] 2006년 10월 12일자 **WO 2006/107209 A**호 (SARGAS AS)호에는, 연료 주입 및 배기 가스 전처리에서의 개선을 포함하는 석탄으로 점화되는 가압 유동상 연소 플랜트가 개시되어 있다.

[0009] 고압 하에 탄소계 연료를 연소시키고 연소 챔버에서 나오는 가압 연소 가스를 냉각시키면, 대기압에서의 소량의 연도(煙道) 가스에 비하여 연소 가스의 부피가 감소된다. 또한, 고압 및 연소 공정의 냉각으로 실질적으로 화학양론적인 연소가 가능하다. 잔존 산소 함량이 5 부피% 미만, 예컨대 4 부피% 미만 또는 3 부피% 미만인 실질적으로 화학양론적인 연소는 비동력(specified power) 발생에 요구되는 공기의 질량 유량을 감소시킨다. 공기의 질량 유량이 감소된 연소에서의 고압은 처리할 배기 가스의 전체 부피를 실질적으로 감소시킨다. 또한, 이것은 연도 가스 중 CO_2의 분압 및 농도를 실질적으로 증가시켜, 장치를 매우 단순화하고 CO_2 포집에 필요한 에너지를 크게 감소시킨다.

[0010] 모든 CO_2 포집 방법 및 공정은 에너지 소모적이다. 따라서, 비교적 저온 및 저압에서 종종 증기 형태의 에너지 손실 및 냉각수를 감소시키는 덜 에너지 소모적인 방법 및 공정의 개발에 상당한 노력이 투입되었다. 몇몇 공정 단계를 열통합하여 한 단계에서 생성되는 열을 열이 필요한 공정에 전달하려는 시도가 많이 이루어졌다. 이들 시도의 목표는 CO_2를 포집함과 동시에 탄소계 연료로부터 전력을 발생시키기 위한 에너지의 고효율적인 방법, 공정 및 플랜트를 얻는 것이다.

발명의 내용

해결하려는 과제

[0011] 그러나, 여전히 CO_2 포집을 포함한 파워 플랜트의 에너지 효율 개선 방안이 절실히 요청되고 있다. 본 발명의 목적은 에너지 효율 증대를 위한 신규한 개선된 열통합 방안을 제공하는 것, 즉 탄소계 연료로서 소정량의 화학에너지의 전력 및/또는 열로서 유용한 에너지의 출력을 최대화하는 것이다.

발명의 효과

[0012] 본 발명에 의하면, 가압 유동상 연소 챔버, 연소에서의 연소 가스의 냉각을 위한 열 파이프, 직접 접촉 냉각기, 상기 직접 접촉 냉각기로부터의 배기 가스의 배출 및 냉각된 배기 가스를 CO_2 흡수기로 도입하기 위한 세정 배기 파이프를 포함하는, CO_2 포집과 탄소계 연료의 연소를 위한 파워 플랜트에 관한 것으로, 여기서 희박 배기 파이프가 흡수기의 정상부에 연결되어 흡수기로부터 희박 배기 가스를 배출시키고, 리치 흡수제 파이프가 흡수기의 바닥에 연결되어 리치 흡수제를 배출하고 이것을 흡수제의 재생을 위한 스트리핑 칼럼에 도입하여 희박 흡수제 및 추가 처리되어 청정 CO_2를 생성하는 CO_2 스트림을 생성하며, 물 재순환 파이프가 직접 접촉 냉각기의 바닥에 연결되어 사용된 냉각수를 배출하고, 직접 접촉 냉각기의 정상부에 연결되어 직접 접촉 냉각기의 정상부에서 냉각수를 재도입하며, 각각 냉각수를 열교환기로 전달 및 배출시키기 위한 물 재순환 파이프에 연결된 열교환기가 재순환 파이프에 제공되어 파이프에서 순환하는 직접 접촉 냉각기 냉각수를 냉각시키는 파워플랜트가 제공된다.

도면의 간단한 설명

[0013] 도 1은 본 발명의 제1 실시양태의 원리도이다.

도 2는 본 발명의 제2 실시양태의 원리도이다.

도 3은 냉각 동안 CO_2/H_20의 엔탈피 변화 대 온도를 나타낸 도표이다.

도 4는 대기압 플랜트와 가압 플랜트를 비교한 연도 가스의 엔탈피 변화 대 온도를 나타낸 도표이다.

도 5는 희박 흡수제 상에서 H_20의 온도 대 증기압을 나타낸 도표이다.

발명을 실시하기 위한 구체적인 내용

[0014] 도 1은 본 발명에 따른 플랜트의 예시이다. 본원에서 탄소계 연료로도 일컬어지는 탄소 함유 연료는 연료 파이프(1)를 통하여 가압 연소 챔버(2)로 5~50 bar 게이지압(이하 barg로써 약기함)으로 도입된다. 연소 챔버의 압력은 바람직하게는 10 barg 이상, 예컨대 약 15 barg이다.

[0015] 연료는 천연 가스, 오일, 석탄, 바이오연료 또는 임의의 다른 탄소가 풍부한 연료일 수 있고 연료의 도입 및 점화 방법은 당업자에게 널리 공지된 바와 같이 연료의 유형에 의존한다.

[0016] 산소를 함유하는 공기 또는 기체는 공기 도입기(3)를 통해 컴프레서(4)로 도입된다. 컴프레서(4)는 이하에 더 개시되는 바와 같이 공통 샤프트(25)를 통하여 모터(5) 또는 가스 터빈(6)에 의하여 구동된다. 당업자라면 컴프레서(4)란 임의로 개개의 컴프레서 또는 컴프레서 단 사이에 인터쿨러가 포함된 직렬로 연결된 하나 이상의 컴프레서 또는 컴프레서(4) 단을 나타낼 수 있음을 이해할 것이다.

[0017] 산소를 함유하는 공기 또는 가스는 연소 챔버에서의 연소를 위한 산소 공급원으로서 컴프레서(4)로부터 압축 공기 파이프(7)를 통해 연소 챔버(2)로 인도된다. 연소 챔버로 도입되는 공기 및 연료는 배기 가스 중의 잔존 산소 함량이 5 부피% 미만, 예컨대 4 부피% 미만 또는 3 부피% 미만이도록 제어된다. 잔존 산소 함량이 낮으면 CO_2 함량이 높은 연도 가스가 생성된다. 따라서, 공기가 사용되고 잔존 산소 값이 지시된 바와 같은 경우 배기 가스 중의 CO_2 함량은 약 8 부피% 내지 약 18 부피%이다.

[0018] 열 파이프(8, 8')가 연소 챔버 내에 배열되어 각각 열 파이프(8, 8') 내부에서 증기 및 과열 증기를 발생시킴으로써 연소 가스를 냉각시킨다. 연소 가스는 열 파이프(8, 8')에 의하여 냉각되므로 배기 가스의 배출 온도는 300~900℃이다.

[0019] 의도되는 연료에 따라, 연소 챔버 내의 내부 배열은 달라질 수 있다. 연료로서 석탄을 사용할 경우 공기가 도입되어 연소를 위한 연료 유동상을 제공하고 열 파이프(8, 8')가 유동상 내에 배열된다. 연료로서 오일 또는 가스를 사용할 경우, 각각 2단 이상의 오일 버너 또는 가스 버너가 연소 챔버 내에 배열되고 열 파이프(8, 8')가 상기 단들 사이에 배열되어 각 단 사이에서 연소 가스를 냉각시킨다. 당업자라면 또한 언급된 연료 또는 탄소가 풍부한 다른 연료의 조합을 사용할 수 있음을 이해할 것이다.

[0020] 상기 명시된 WO 2004001301호 및 WO 2006107209호는 상이한 연료에 대한 구성예를 개시한다.

[0021] 배기 가스는 연소 챔버로부터 배기 가스 파이프(9)를 통해 배출되고 열교환기(10) 내에서 250~450℃의 온도로 냉각된다.

[0022] 하나 이상의 배기 가스 전처리 유닛은 열교환기(10)의 하류에 배열된다. 바람직하게는, 연소 가스로부터의 입자를 제거하기 위하여 열교환기(10) 바로 하류에 필터 유닛(11)이 배열된다. 연료로서 오일 또는 가스의 연소에서 나오는 배기 가스와 같이 입자 함량이 낮은 배기 가스의 경우 필터 유닛은 생략될 수 있다. 그러나, 석탄을 사용하는 경우 석탄은 가스 처리 유닛의 하류 단계에 치명적일 수 있는 입자를 생성하므로 필터 유닛이 필수적이다.

[0023] 공기 존재 하에 탄소계 연료의 연소는 NO_x를 발생시킨다. NO_x는 환경적인 영향 이외에도 CO_2 포집에 치명적일 수 있다. 따라서, 선택적 접촉 환원 유닛(Selective Catalytic Reduction: SCR)(12)이 열교환기(10) 및 임의의 필터 유닛(11) 하류에 배열된다. 우레아 또는 NH_3이 SCR 유닛에 도입되어 널리 공지된 기술에 따라 NO_x의 제거를 위한 촉매 상에서 NO_x와 반응한다. SCR 유닛에서의 온도는 바람직하게는 250~450℃이다. SCR 유닛의 바람직한 조작 온도는 약 350℃이다.

[0024] SCR 유닛의 하류에는 하나 이상의 열교환기 및 스크러빙 유닛이 배열된다. 제1 열교환기(13)는 배기 가스를 250℃ 미만으로 냉각시키기 위한 연도 가스 냉각 유닛이다. 두번째로 도시된 유닛(14)은 병류 스크러버(co-current scrubber)일 수 있다. 가스 연소 및 조작 조건에 따라 스크러버도 또한 가스의 냉각에 기여할 수 있다.

[0025] 냉각 유닛(13, 14)의 하류에는 향류 스크러버(counter-current scrubber) 또는 직접 접촉 냉각기(15)가 배열된다. 냉각수는 재순환 파이프(16)를 통하여 접촉 구역(15') 위에서 냉각기(15)로 도입되고 접촉 구역 아래에서 냉각기(15)로 도입되는 배기 가스로 향류로 이송된다. 물은 냉각기(15)의 바닥에서 수집되어 열교환기(17)에서 냉각되고 재순환 파이프(16)를 통해 재순환된다.

[0026] 유닛(11, 12, 13, 14 및 15)은 이들의 목적이 CO_2 포집을 위해 배기 가스를 준비하는 것이므로 총괄하여 전처리 유닛이라 일컬어질 수 있다.

[0027] 냉각된 배기 가스는 세정 배기 가스 라인(18)을 통해 냉각기(15)로부터 배출되어 흡수기 칼럼(19)의 하부로 도입되고 여기서 배기 가스는 흡수기 내부의 하나 이상의 접촉 구역(들)(19', 19", 19'")에서 흡수제와 향류로 만난다. 흡수제, CO_2를 포집하고 추후 유체 표면 바로 위의 CO_2 분압에 비하여 낮은 가스상내 CO_2 분압을 적용함으로써 재생될 수 있는 유체는 희박 흡수제 라인(35)을 통하여 상부 접촉 구역 위의 흡수기 내로 도입된다.

[0028] 배기 가스 중의 CO_2가 흡수기 내의 흡수제에 의하여 흡수되어 생성된 CO_2가 가득하거나 풍부한 흡수제는 리치(rich) 흡수제 라인(30)을 통해 흡수기의 바닥으로부터 배출된다. 흡수기에 도입된 배기 가스 중의 CO_2의 80% 이상, 더 바람직하게는 95% 이상이 제거된 희박 배기 가스는 희박 배기 가스 라인(20)을 통해 배출된다.

[0029] 흡수기 내의 압력은 연소 챔버 내의 압력보다 다소 낮아, 예컨대 연소 챔버 내의 압력보다 0.5~1 bar 더 낮아 4.0~49.5 barg의 흡수기내 압력에 상응한다.

[0030] 흡수기 내에 도입된 배기 가스의 고압 및 고 CO_2 함량의 연소는 흡수기의 부피 및 순환하는 흡수제의 부피를 감소시킬 수 있으면서 동시에 고효율의 CO_2 포집이 달성된다.

[0031] 흡수기에 사용되는 흡수제는 바람직하게는 고온의 탄산칼륨 수용액을 베이스로 한다. 흡수제는 바람직하게는 15~35 중량%의 수중 용해된 K_2CO_3를 포함한다.

[0032] 고온 탄산칼륨 시스템에서 CO_2는 이하의 전체 방정식에 따라 흡수된다:

[0033] [식 1] $K_2CO_3 + CO_2 + H_2O <--> 2\ KHCO_3 - \Delta Hr\ell = -32.29\ kJ/mol\ CO2)$

[0034] 희박 배기 가스는 희박 배기 가스 라인을 통해 흡수기(19)의 상부에서 배출되어 세정 구간(21)으로 도입되고 여기서 희박 배기 가스는 접촉 구간(21')에서 세정수에 대하여 향류로 이송된다. 세정수는 세정수 재순환 라인(22)을 통해 세정 구간의 바닥에서 수집되어 접촉 구간(21') 위의 세정 구간으로 재도입된다. 세정된 희박 배기 가스는 처리된 배기 파이프(23)를 통하여 세정 구간의 상부로부터 배출된다.

[0035] 처리된 배기 파이프(23) 내의 가스는 열교환기(10) 내로 도입되고 처리된 배기 가스는 여기서 연소 챔버(2)에서 배출되는 고온의 미처리 배기 가스에 대하여 가열된다.

[0036] 이렇게 가열되고 처리된 배기 가스는 이후 가스 터빈(6)으로 도입되고 여기서 가스가 팽창되어 발전기(24)에서 전력을 발생시킨다. 팽창된 가스는 팽창된 배기 가스 파이프(26)를 통해 배출되고 열교환기(27)에서 냉각된 후

배기 가스 배출구(28)를 통해 대기 중으로 방출된다.

[0037] 컴프레서(4) 및 가스 터빈(6)은 공통 샤프트(25) 상에 배열될 수 있으므로 컴프레서(4)는 적어도 부분적으로 가스 터빈(6)으로부터의 회전 에너지에 의하여 작동된다. 그러나, 현재로서는 컴프레서가 전기 모터(5)에 의하여 작동되고 가스 터빈이 발전기(24)를 작동시켜 전력을 제공하는 것이 바람직하다. 컴프레서(4)와 가스 터빈(6)을 분리하는 것이 플랜트의 조작에 더 융통성을 부여한다.

[0038] 리치 흡수제, 즉 CO_2가 가득찬 흡수제는 흡수기(19)의 바닥에서 수집되어 리치 흡수제 파이프(30)를 통해 배출된다. 파이프(30) 중의 리치 흡수제는 1 bar(절대)보다 약간 높은 압력, 예컨대 1.2 bar(절대)(이하 bara로써 약기함)의 압력으로 플래시 밸브(31) 상에서 플래시 처리된 다음 스트리핑 칼럼(32)으로 도입된다. 도 1에 도시된 바와 같이, 라인(30)에는, 산소와 같이 연도 가스로부터 흡수제로 흡수된 원치 않는 휘발성 성분을 제거하기 위하여 플래시 탱크 또는 스트리핑 유닛이 존재할 수 있다.

[0039] 하나 이상의 접촉 구간(들)(32', 32", 32'")이 스트리핑 칼럼(32)에 배열된다. 리치 흡수제는 최하부 접촉 구간 아래로 도입되는 증기에 대하여 상류로 스트리퍼의 상부 접촉 구간 위로 도입된다. 스트리퍼 내의 CO_2가 압력이 더 낮고 희석된 결과 스트리퍼 내의 CO_2 분압이 낮으므로 상기 [식 1]에서 평형이 왼쪽으로 이동되어 CO_2가 흡수제로부터 방출된다.

[0040] 희박 희석제는 스트리핑 칼럼(32)의 바닥에서 수집되고 희박 흡수제 파이프(33)를 통해 배출된다. 희박 흡수제 파이프(33)는, 리보일러(36)에서 가열되어 증기 라인(37)을 통해 스트리핑 가스로서 스트리핑 칼럼으로 도입되는 액체로부터 증발을 일으키는 제1 희박 흡수제 리보일러 파이프(34) 및 희박 흡수제가 흡수기(19)로 다시 펌핑되는 희박 흡수제 재순환 라인(35)의 둘로 분할된다. 라인(35)에 펌프(38) 및 냉각기(39)가 제공되어 각각 흡수제를 펌핑하여 흡수제의 압력을 증가시키고 흡수제를 냉각시킨 후 흡수제는 흡수기로 도입된다.

[0041] CO_2 및 증기는 스트리핑 칼럼의 상부에서 CO_2 배출 파이프(40)를 통해 수집된다. 탈착기 직접 접촉 냉각기(66)는 접촉 구간(들)(32', 32", 32'") 위에, 상부 접촉 구역에서 배출되는 증기 및 CO_2 가스 혼합물을 냉각시키기 위하여 파이프(30)를 통하여 스트리핑 칼럼(32)으로 리치 흡수제가 도입되는 지점 위에 배열된다. 냉각 유체는 직접 접촉 냉각기 구간 위로 도입되어 직접 접촉 냉각기 구간(66)을 통해 흐른다. 증기가 스트리핑 칼럼(32)에서 도중에 상방으로 통과하도록 하고 냉각 유체가 접촉 구간(들)(32', 32", 32'")으로 흐르는 것을 방지하기 위하여 직접 냉각기 접촉 구간 아래에 수집판(65)이 배열된다. 수집판(65)에 의하여 수집된 유체는 물 재순환 파이프(70)를 통하여 배출되어 아래 개시되는 바와 같이 사용된다.

[0042] 파이프(40) 내의 증기는 냉각기(41)에서 냉각되고 플래시 탱크(42)로 도입된다. 냉각기(41)에서의 냉각에 의하여 형성된 액체는 액체 복귀 파이프(43)를 통하여 플래시 탱크(42)의 바닥에 수집되고 스트리핑 칼럼(32)으로 도입된다. 이와는 다르게, 도 1에 도시된 바와 같이, 액체는 흡수기 칼럼(19)의 상부로 이송될 수 있다. 액체를 파이프(43)에 첨가하거나 파이프(43)로부터 액체를 제거하여 물 순환량의 균형을 맞추기 위하여 액체 균형 파이프(44)가 제공될 수 있다.

[0043] 플래시 탱크(42) 내의 가스상은 CO_2 배출 파이프(45)를 통해 배출되어 컴프레서(47)로 압축되고 열교환기(48)에서 냉각된 후 가스가 더 처리되어 건조하고 압축된 CO_2를 생성하며 이것은 CO_2 배출 파이프(46)를 통해 배출된다.

[0044] 수집판(65)에서 수집되어 파이프(70)를 통해 배출되는 냉각 유체는 상기 언급된 열교환기(17)로 도입되어 재순환 파이프(16)에서 재순환 냉각수를 냉각시킨다. 펌프(71)가 바람직하게는 파이프(70)에 배열되어 물을 순환시킬 수 있다. 이후 개시되는 바와 같이, 가열된 유체는 열교환기(17)로부터 파이프(70')를 통해 배출되어 상기 설명한 열교환기(48)로 도입되고 거기서 압축 CO_2 및 증기에 대하여 더 가열된다. 더 가열된 유체는 이후 열교환기(48)로부터 물 파이프(72)를 통해 배출되고, 플래시 밸브(73) 상에서 플래시 처리된 후 플래시 처리된 유체가 플래시 탱크(74)로 도입되어 이의 바닥에 수집되는 물과 플래시 탱크(74)의 상부에 수집되는 증기를 생성하고, 증기 파이프(77)를 통하여 배출된다. 컴프레서(75)는 임의의 트림 냉각기(76)가 후속되는 증기 파이프(77)에 배열된다. 증기 파이프(77) 내의 증기는 이후 스트리핑 증기로서 라인(37)을 통해 스트리핑 칼럼(32)으로 도입된다. 도 1에 도시된 바와 같이, 파이프(70) 내의 유체는 플래시 밸브(73)로 직접 향하거나 열교환기(17 및 48)에 추가되는 또는 이와 다른 저온 에너지 공급원에서 가열될 수 있다. 이러한 열원의 예는 스크러버(14), 컴프레서(4) 인터쿨러 또는 라인(26 및/또는 28) 내의 잔열이다. 더 많은 열은 컴프레서(75) 내의 동력 요건을 감

소시키고 전체 시스템 열효율을 증가시킬 수 있다.

[0045] 플래시 탱크(74)로부터의 액체는 라인(78)을 통해 배출되어 세정액으로서 스트리핑 칼럼 직접 접촉 냉각기로 파이프(43)를 통해 도입된다. 충분한 압력을 제공하기 위하여 바람직하게는 펌프(79)가 라인(78)에 배열된다.

[0046] 연소 챔버용 냉각수는 물 파이프(50)로부터 열 파이프(8)로 도입된다. 열 파이프(8)에서 발생된 증기는 증기 파이프(51)를 통해 배출되고 고압 증기 터빈(52)에서 팽창된다. 고압 터빈 구간에서 나오는 증기는 라인(53)을 통해 증기 재가열기(8')로 도입되고 생성되는 증기는 증기 파이프(54)를 통해 배출된다. 파이프(54) 내의 과열된 증기는 증기 터빈(55)의 중간압 및 저압 구간에서 팽창된다. 완전히 팽창된 증기는 팽창된 증기 파이프(56)를 통해 증기 터빈 구간(55)으로부터 배출되고 냉각기(57)에서 냉각되어 물을 생성하고 물은 집수 탱크(58)에 저장된다. 탱크(58)에 수집된 물은 라인(50)을 통해 배출되어 열교환기(27)를 거치고 여기서 물은 정제된 배기 가스에 대하여 가열된 후 열 파이프(8)로 재도입된다.

[0047] 제1 증기 터빈 구간(52) 및 제2 증기 터빈 구간(55)은 바람직하게는 전력 발생을 위한 발전기(81)와 함께 공통 샤프트(80)에 배열된다. 이의 증기 사이클 및 최적화는 당업자에게 잘 알려져 있다.

[0048] 부분적으로 팽창된 증기는 부분적으로 팽창된 증기 파이프(59)를 통해 중간압 제2 증기 터빈 구간(55)으로부터 배출된다. 파이프(59) 내의 부분적으로 팽창된 증기는 가습기로 도입되고 여기서 증기는 물 파이프(61)로부터 도입된 물 분무에 의하여 냉각된다. 냉각된 증기는 리보일러 증기 파이프(62)를 통해 가습기(60)로부터 배출되고 리보일러(36) 내의 희박 흡수제의 간접 가열에 사용되어 희박 흡수제로부터 증기를 생성한다. 리보일러(36)로 도입된 증기의 응축에서 유래하는 물은 응축물 라인(63)을 통하여 배출되어 탱크(58)로 도입된다.

[0049] 당업자는 본 명세서에 언급된 접촉 구간, 예컨대 접촉 구간(15', 15", 15'", 19', 19", 19'", 21', 21", 21'", 32', 32", 32'")은 바람직하게는 접촉 구간에서 내부 표면적을 증가시킴으로써 액체 및 기체 사이의 접촉 면적을 증가시키기 위하여 구조화 및/또는 비구조화 팩킹을 포함하는 접촉 구간임을 이해할 것이다.

[0050] 도 2는 도 1을 참조하여 개시한 실시양태보다 에너지 효율이 훨씬 더 높은 본 발명의 특정 실시양태를 나타낸다. 도 1에 비하여 도 2의 실시양태의 유일한 차이는 이하에 개시하는 바와 같이 희박 흡수제의 플래시 처리에 관한 것이다. 에너지 효율을 개선시키기 위한 수단으로서 희박 흡수제의 플래시 처리는 자체 공지이나 도 1을 참조하여 개시된 바와 같은 열전환 특징과 관련해서는 자체 공지가 아니다.

[0051] 흡수기(19)로 회귀될 수 있는 라인(33)을 통하여 스트리퍼 칼럼에서 배출되는 희박 흡수제 부분은 플래시 처리 밸브(90)로 도입된 후 플래시 탱크(91)로 방출된다. 플래시 탱크(91) 내의 가스상은 증기 라인(92)을 통해 배출되고 증기를 압축하고 가열하는 증기 컴프레서(93)에 의하여 압축된다. 압축되고 가열된 증기는 이후 스트리핑 가스로서 스트리핑 칼럼으로 압축 증기 라인(94)을 통하여 도입된다. 플래시 탱크(92)의 바닥에서 수집된 액체상은 이로부터 배출되어 펌프(95)에 의하여 희박 흡수제 라인(35)으로 펌핑된다. 이 실시양태에서, 냉각기(39)는 사용되지 않는다.

실 시 예 1

[0052] 상기 언급된 바와 같이 CO_2는 [식 1]에 따라 흡수된다:

[0053] [식 1] $K_2CO_3 + CO_2 + H_2O$ <--> 2 $KHCO_3$ - $\Delta Hr\ell$ = -32.29 kJ/mol CO2)

[0054] 이 방정식의 평형은 [식 2]에 의하여 주어진다:

[0055] [식 2] $K_{eq} = (HCO_3^-)^2 / [(CO_3^{2-})PCO_2]$

[0056] 흡수제의 포화는 [식 3]에 의하여 정의된다:

[0057] [식 3] s = 2x#몰 ($KHCO_3$) / [#몰/K_2CO_3) + 2x# 몰 ($KHCO_3$)].

[0058] 흡수/탈착 플랜트의 조작에서 목표가 되는 포화는, 고도의 K_2CO_3 재생이 여분의 에너지를 필요로 하고 상기 개시된 CO_2 공정에 통상적으로 필요하지 않으므로 희박 흡수제에 대하여 s=0.30(최소 0.1)이고, $KHCO_3$의 농도가 높을수록 흡수제 로딩이 높아지지만 결정화 온도가 바람직하지 않게 증가할 수 있으므로 리치 흡수제에 대하여 s=0.60(최대 0.7)이다.

[0059] 흡수기는 일반적으로 80~110℃에서 작동되는 반면, 탈착기(스트리퍼)는 압력에 따라 90~120℃에서

작동되는데, 고압 및 고농도의 K_2CO_3로 인하여 일반적으로 탈착기 온도는 상부에서 92℃이고 바닥에서 110℃이다.

[0060] 주로 증기로서 CO_2의 탈착/스트리핑을 위하여 탈착기에 공급되는 에너지는 다음을 위해 사용된다:

[0061] A) 흡수제의 가열

[0062] B) 액체 재순환의 가열

[0063] C) 고온의 탄산칼륨 시스템을 베이스로 하는 것과 같은 일부 흡수제에 대하여 반응열이 매우 낮음에도 불구하고, 반응열

[0064] D) 스트리핑 증기의 생성(흡수제 특성에 따라 탈착기 상부에서의 CO_2 질량의 약 0.8~1.2배).

[0065] 가압 유동상 유형의 석탄 점화 파워 프랜트에서, 석탄은 SOx 흡수제 및 일반적으로 25%의 물과 함께 공급되어 페이스트를 형성하고 이 페이스트는 연소상 챔버의 유동상으로 주입된다. 275 LHV 저가열치(LHV) 및 282 MW 고가열치(HHV)의 점화율에서, 증기가 연소 챔버 내의 열관에서 생성된다. 약 165 bara 및 565℃에서 일반적으로 86 kg/s의 증기가 열 파이프(8)에서 생성되고 증기 터빈(52) 상에서 팽창된다.

[0066] 팽창된 증기는 열 파이프(8')에서 약 565℃ 및 약 40 bara에서 재가열되고 증기 터빈(55) 상에서 팽창된다. 일반적으로, 약 18 kg/s의 증기가 다양한 압력에서 증기 터빈 단으로부터 배출되어 보일러 예열에 사용된다. 이것은 간결함을 기하기 위해 도 1 및 2에 도시되어 있지 않다. 또한, 증기는 약 4 bara에서 증기 터빈으로부터 라인(59)에 배출된다. 이러한 배출량은 최소화되어야 한다. 이것을 기초로, 증기 터빈 상에서 완전히 팽창된 증기의 양은 86 kg/s 마이너스 약 18 kg/s 마이너스 라인(59) 내의 증기 흐름이다. 이것은 68 kg/s 마이너스 라인(59) 내의 임의의 증기에 해당한다. 완전히 팽창된 증기는 터빈(55)으로부터 라인(56)을 통해 배출되고 보일러 공급수로서 열 파이프(8)로 재순환되는 반면, 일부 12 kg/s 증기는 부분적으로 팽창되어 파이프(59)를 통해 배출된다. 파이프(59)를 통해 배출된 증기는 일반적으로 약 258℃의 온도 및 4 bara의 압력이지만 이 온도 및 압력은 증기 터빈 시스템에 따라 달라질 수 있다. 이 증기는 가습기(60)에서 냉각되어 약 4 bara 및 144℃의 증기를 생성하고 이것은 증기 생성을 위한 간접 가열을 위해 탈착기(36)의 리보일러로 도입된다.

[0067] 이와는 다르게, 4 bara 및 258℃에서 라인(59)을 통하여 배출된 증기는 약 27℃에서 약 0.035 bara로 팽창되어 증기 터빈 단열 효율이 90%라 가정하면 팽창된 증기 1 kg당 약 0.7 MJ 전력을 발생시킬 수 있다. 120 MW 증기 터빈의 경우, 라인(59)에서의 흐름이 0이라면, 고려되는 4 bara 단으로부터의 증기 흐름은 약 68 kg/초이다. 연소기는 약 24.5 kg/s의 CO_2를 생성하며, 이 중 약 22 kg/s가 포집된다(90% 포집). 탈착기를 작동시키는 데 요구되는 잠열이 포집되는 CO_2 kg당 3.6 MJ일 경우, 약 80 MW의 잠열이 필요하다. 4 bara에서 포화 온도로 냉각되고 4 bara에서 응축될 때, 4 bara 및 258℃ 증기의 잠열은 약 2.4 MJ/kg이다. 따라서, 증기 터빈으로부터의 증기의 요구량은 약 80/2.4 kg/s 또는 약 34 kg/s이다. 증기 터빈으로부터의 동력 손실은 34 * 0.7 MW 또는 약 24 MW이다.

[0068] 스트리퍼 리보일러(36)의 냉각면에서, 압력은 대기압보다 약간 높다. 따라서, 증기 터빈으로부터 추출되는 증기로부터 생성되는 생성물은 예컨대 1.2 bara에서 이 압력에서 희박 흡수제의 비점인 약 110℃의 온도의 증기이다.

[0069] 상기와 동일한 가정 하에, 즉 22 kg/s의 CO_2가 스트리핑 제거되는 경우, 필요한 에너지는 3.6 MJ/kg CO_2 또는 약 80 MW 잠열 또는 현열이다. 이것은 리보일러에서 생성되는, 탈착기의 바닥으로의 약 34 kg/h 증기 흐름에 해당한다.

[0070] 이중에서 약 12 kg/s가 응축되어 상기 A) 내지 C)에 열을 공급한다. 나머지 약 22 kg/s는 D)에서 스트리핑 증기로서 사용된다. 이 증기는 회수된 CO_2와 함께 탈착기 팩킹의 상부에 존재한다. 이것은 스트리핑에 사용되는 에너지가 실질적으로 CO_2에 의한 스트리핑 증기의 희석에 의해 손실된 에너지임을 의미한다. 22 kg/s H_2O와 혼합된 22 kg/s의 CO_2는 약 70 몰%의 H_2O가 존재함을 의미한다. 따라서, H_2O 분압은 탈착기의 바닥에서 1 bara 약간 초과로부터 정상부에서 약 0.7 bara로 감소된다(총압이 1.0 bara일 때 약 90℃의 H_2O 응결점에 해당). 실제로, 이러한 증기는 응축되어 CO_2를 생성하므로 스트리핑 증기의 잠열이 손실되는데 이것은 회수된 CO_2로 희석시키는 것에 의한 스트리핑 증기의 분압 감소와 연관된 손실보다 훨씬 더 많은 손실이다. 이러한 잠열, 및 스트리핑 증기

분압의 손실을 보상하기 위한 공급 에너지만을 보존하는 것이 바람직하다.

[0071] 스트리핑 가스의 응축에서 유래하는 엔탈피 변화 대 응축 온도가 도 3에 도시되어 있다. 물이 응축됨에 따라, 수증기의 분압이 감소하고 추가의 응축에 더 낮은 온도가 요구된다. 따라서, 스트리퍼의 직접 접촉 냉각기 구간(66)에서 추가열을 회수하기 위하여, 라인(78) 및 펌프(79)를 거친 플래시 탱크(74)로부터의 냉각수는 더 저온일 필요가 있다. 이것은 플래시 탱크(74)에서의 압력, 따라서 컴프레서(75)에 의해 요구되는 작업을 감소시킨다. 직접 접촉 냉각기 구간(66)으로부터 열이 덜 회수되고 그 차이가 더 높은 온도의 별도의 열원에 의하여 공급되는 경우, 플래시 탱크에서의 온도는 더 높을 수 있다. 이로써 또한 압력이 더 높아지고 컴프레서(75)에 의해 요구되는 작업이 감소된다.

[0072] 도 3에 따르면, 80~90℃ 범위에서 회수 가능한 열은 탈착기 직접 접촉 냉각기 구간(66)으로부터 파이프(70)를 통해 배출되는 세정수에 회수될 수 있는 약 28 MW에 달한다.

[0073] 탈착기 직접 접촉 냉각기(66)에 회수되는 열에너지는 본 공정에서 열을 회수하기 위한 중요한 공급원이다. 탈착기/스트리퍼로부터 배출되는 CO_2 / 증기는 물에 대한 직접 접촉 냉각에 의하여 냉각된다. 냉각으로 인하여, 증기로 포화된 기체 중의 증기는 응축되므로 원하는 생성물 CO_2로부터 수증기가 분리된다.

[0074] 회수 가능한 열의 또다른 중요한 공급원은 연도 가스 직접 접촉 냉각기(15)이다. 연소 가스는 약 115~120℃의 온도에서 연도 가스 직접 접촉 냉각기(15)로 유입된다. 이것은 가스, 오일, 석탄 또는 바이오연료의 일부인 수소의 연소에서 유래하거나 석탄과 같은 연료 공급 시스템에서 유래하는 연소 공정으로부터의 수증기를 함유하며 이것은 폐수로서 연소기(2)로 공급될 수 있다. 수증기 포화 온도는 수증기의 양 및 압력에 따라 달라진다. 약 12~13 bara의 압력에서 페이스트로서 연소기로 공급되는 석탄 연료를 사용할 경우, 연도 가스 포화 온도는 약 115℃이다. 천연 가스 연료를 사용하는 경우, 수증기의 양은 더 많고 포화 온도는 더 높을 것이다. 압력이 더 낮을 경우, 포화 온도는 더 낮을 것이다. 연도 가스가 고압이고 상당한 양의 증기를 함유하므로, 증기의 응축이 비교적 높은 포화 온도에서 개시되어 실질적인 양의 회수가능한 고온 에너지가 열의 형태로 생성된다. 도 4는 연도 가스가 냉각될 때 고온의 회수가능한 열량에 대한 압력의 효과를 나타낸다. 곡선은 연도 가스 유입구 온도가 115℃이고 연도 가스 유출구 온도가 100℃이며 연도 가스 함수량이 14.5%인 경우 연도 가스 유량이 111 kg/s이라는 가정 하에 얻어진다.

[0075] 대기압(종래) 시스템 및 본 발명에 따른 시스템 사이의 차이는, 가압 시스템에서의 수증기 응축이다. 대기압 시스템은 H_20 증기량이 동일함에도 불구하고 H_20 분압이 훨씬 낮으므로 연도 가스의 냉각으로 응축물이 생성되지 않아 에너지 회수가 훨씬 덜하다.

[0076] 본 발명에 따르면, 연도 가스는, 연도 가스가 순환수에 대하여 향류로 팩킹 상에서 흐르는, 바람직하게는 직접 접촉 냉각기로서 실행되는 응축기에서 약 100℃로 냉각된다. 이러한 물은 가스 중의 에너지를 포집하고 탈착기 직접 접촉 냉각기로부터 냉각수를 수용하여 이것을 더 가열하고 에너지를 더 공급하는 열교환기(17)에서 냉각된다.

[0077] 도 4의 접선 곡선은 단지 비교를 위한 것이며 동일한 연도 가스로부터 유용한 에너지(이 경우 100℃를 초과하는 에너지)가 거의 얻어지지 않는 종래의 대기압 CO_2 포집 시스템에 비하여 본 시스템을 사용하는 이점을 나타낸다.

[0078] 제3의 열에너지 회수 공급원은 CO_2 컴프레서 냉각기(들)(48)이다. 압축 냉각기(들)에서 이용가능한 에너지의 양은 상기 언급한 냉각기에서보다 더 낮으나 온도는 더 높다.

[0079] 표 1은 연도 가스 직접 접촉 냉각기(15)(표에서 "응축기"로 나타냄), 탈착기 직접 접촉 냉각기 구간(66)(표에서 "탈착기"로 나타냄) 및 컴프레서 인터쿨러(들)(48)(표에서 "컴프레서"로 나타냄)에서의 열재생에 의하여 생성되는 증기의 함수로서 CO_2 포집을 포함하는 본 발명 파워 플랜트에 의하여 생성되는 순수 동력을 나타낸다.

표 1

[0080]

생성되는 증기(플래시 탱크 74) kg/s	증기 생성을 위한 열원			4 bar 증기* kg/s	증기 터빈 MW	플래시 컴프레서 MW	순수 동력 MW
	탈착기 냉각기 66 MW	응축기 냉각기 17 MW	컴프레서 냉각기 48 MW				
0	----	----	----	34	96	----	96

10	5	11	6	24	103	-1.1	101.9
15	16	11	6	19	106.5	-2.2	104.3
20	28	11	6	14	110	-3.6	106.4
25	39	11	6	9	113.5	-6.4	107.1
* 증기 터빈 사이드 드로. 사이드 드로가 제로일 경우, 증기 터빈 출력은 약 120 MW이다.							

[0081] 표 1은 플랜트의 상기 세 요소들로부터의 열회수를 증가시킨 결과 증기 터빈으로부터의 순수 동력이 증가됨을 나타내어 본 발명의 가장 큰 이점을 나타낸다.

[0082] 20 kg/s의 증기가 본 발명에 의하여 생성 및 압축되고 탈착기의 바닥으로 이송되어 증기 터빈으로부터의 동일한 양의 4 bara 증기를 대체하는 경우, 순수 동력, 즉, 증기 터빈 출력에서 플래시 컴프레서 동력을 뺀 것은 10 MW 넘게 증가한다.

[0083] 플래시 처리 및 압축에 의한 증기 생성을 예컨대 25 kg/s로 더 증가시키는 것은 크게 증가된 플래시 컴프레서 하중(duty)을 필요로 하므로 순수 동력 증가가 훨씬 작다. 25 kg/s를 초과한 생산은 순수 증기 터빈 출력에서 플래시 컴프레서 하중을 뺀 것에 전혀 기여하지 않거나 부정적인 기여를 한다.

실 시 예 2

[0084] 이 실시예는 도 2와 관련하여 예시되는 바와 같이 증기를 플래시 처리하고 압축하고 플래시 탱크(81)로부터 스트리핑 가스로서 재생기 칼럼으로 주입하는 추가의 효과를 예시한다.

[0085] 도 5는 희박 흡수제의 증기압을 약 100℃에서 온도의 함수로서 예시한다. 희박 흡수제의 열용량은 약 3.0 kJ/kg-K이다. 희박 흡수제를 1000 kg/s로 유동시키고 약 112℃(탈착기 바닥에서의 대략적인 온도)에서 약 98.6℃(탈착기 정상부로 가는 대략적인 희박 흡수제 공급물 온도)로 냉각시키면 약 1000 * 3.0 * (112-98.6) kW = 40000 kW가 생성된다.

[0086] 22 kg/s의 CO_2가 생성되고 전체 탈착기 열 요구량이 증기 중의 잠열 형태로 3.6 MJ/kg CO_2인 경우, 전체 열 요구량은 약 80 MW이다. 그러므로, 희박 플래시는 이러한 열의 약 50%를 생성할 수 있다.

[0087] 증기 잠열이 약 2250 kJ/kg(약 1.2 bara에서)일 경우 이것은 약 17.8 kg/s의 증기에 상응한다. 이것은 약 0.75 bara에서 약 1.2 bara로 압축되어야 한다. 따라서, 단열 효율이 80%라고 가정하면 컴프레서 하중은 약 2.0 MW이다.

[0088] 표 2는 희박 흡수제의 플래시 처리가 증기 터빈으로부터의 전체 출력에 미치는 효과를 요약한다.

표 2

[0089]

증기 공급원	플래시 증기 kg/s	플래시 증기 잠열 MW	플래시 증기 압축 또는 MW	4 bara 증기* kg/s	증기 터빈 동력 MW	순수 동력 MW
증기 터빈	0	0	0	< 1	120	115
본 발명	17.8	40	-3.0			
희박 플래시	17.8	40	-2.0			
* 증기 터빈 사이드 드로. 사이드 드로가 제로일 경우, 증기 터빈 출력은 약 120 MW이다.						

[0090] 표 2는 희박 흡수제의 플래시 처리가 증기 터빈으로부터의 전체 출력에 미치는 효과를 명백히 나타낸다. 실시예 1의 에너지 특징을 조합하면, 탄소 포집 없는 120 MW에 비하여 순수 동력이 96 MW에서 115 MW로 증가될 수 있다.

[0091] [식 1]의 반응의 열이 비교적 낮다는 것은, 흡수기 내 반응의 해당 발열이 낮아 흡수기 내 흡수제의 가열이 낮으므로 탄산칼륨 시스템에 유리하다. 흡수기 중의 흡수제의 가열은 반응을 왼쪽으로 이동시킬 수 있으므로 흡수제의 흡수 용량을 감소시킬 수 있다.

부호의 설명

[0092] 1 : 연료 파이프 2 : 챔버

3 : 공기 도입기　　4 : 컴프레서

5 : 모터　　6 : 터빈

7 : 공기 파이프　　8,8' : 열 파이프

9 : 가스 파이프　　10 : 열교환기

11,12,13,14,15 : 유닛

19 : 흡수기　　25 : 샤프트

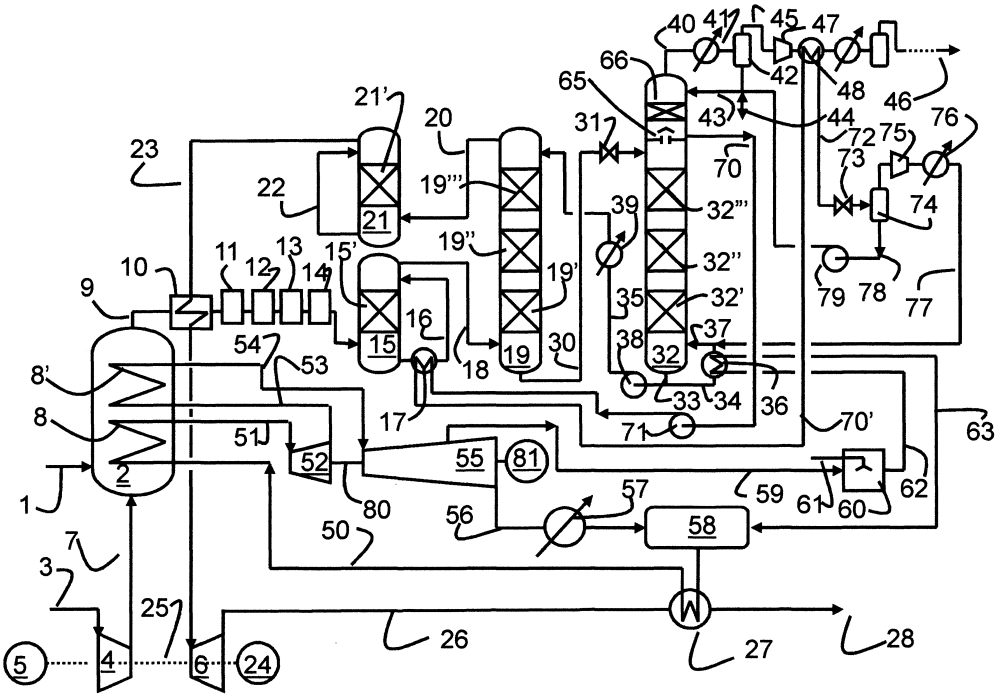
31 : 밸브　　41 : 냉각기

52 : 터빈　　60 : 가습기

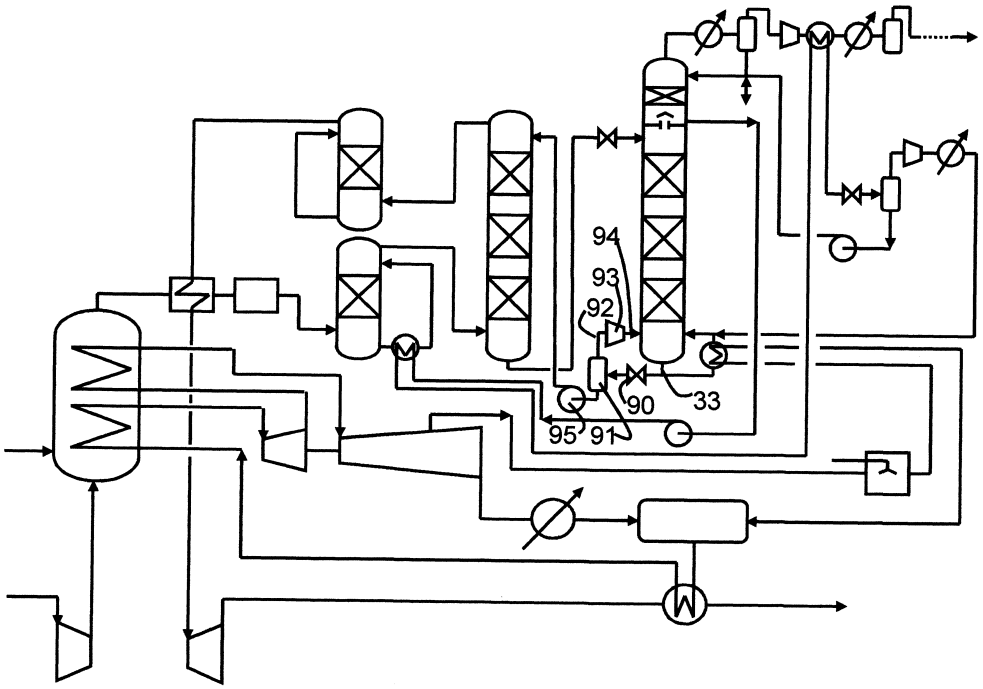
75 : 컴프레서　　91 : 탱크

도면

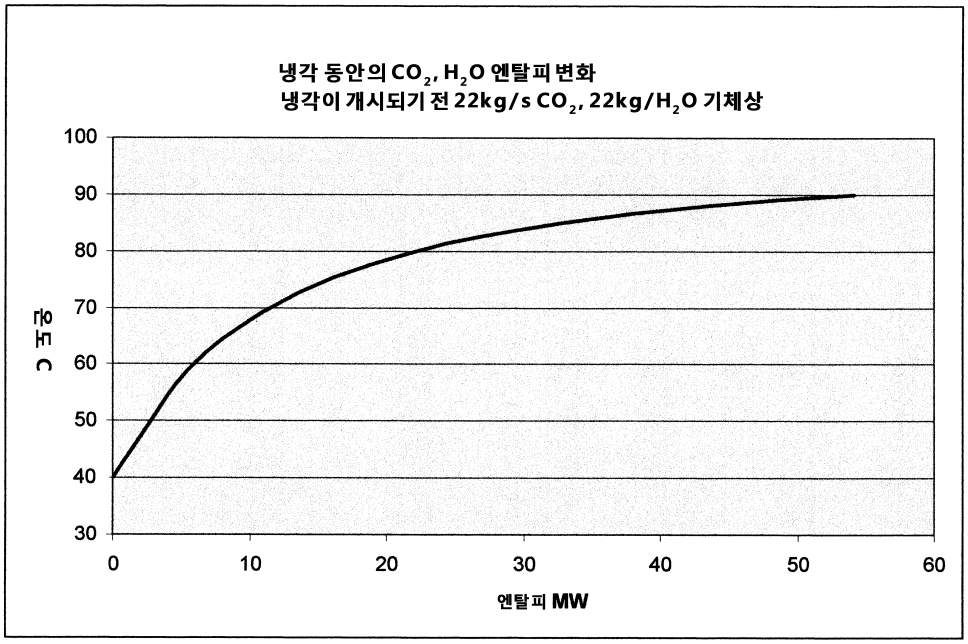
도면1



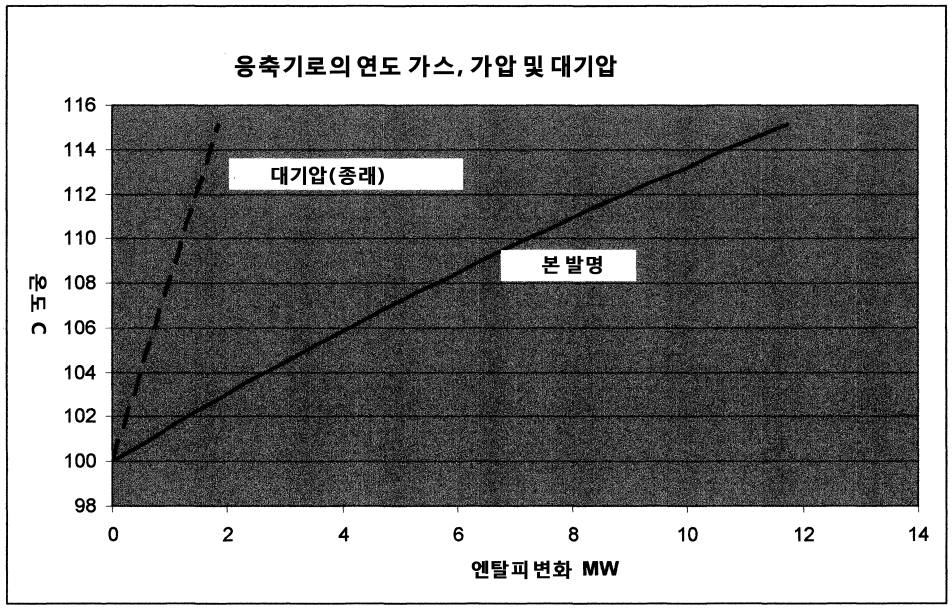
도면2


94
93
92
90
33
95
91

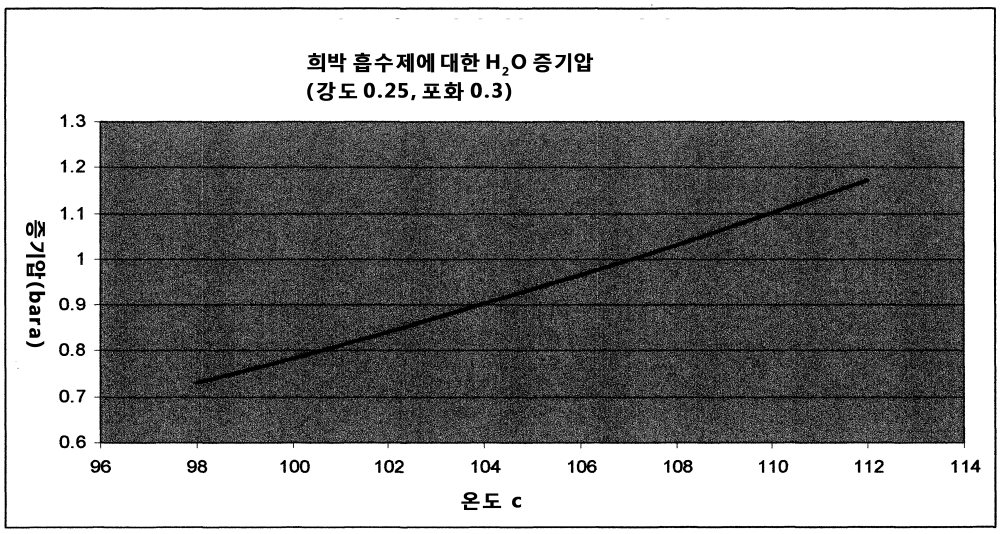
도면3


냉각 동안의 CO_2, H_2O 엔탈피 변화
냉각이 개시되기 전 22kg/s CO_2, 22kg/H_2O 기체상
100
90
80
70
60
50
40
30
C 온도
0
10
20
30
40
50
60
엔탈피 MW

도면4


응축기로의 연도 가스, 가압 및 대기압
116
114
112
110
108
106
104
102
100
98
C 온도
대기압(종래)
본 발명
0
2
4
6
8
10
12
14
엔탈피 변화 MW

도면5


희박 흡수제에 대한 H_2O 증기압
(강도 0.25, 포화 0.3)
1.3
1.2
1.1
1
0.9
0.8
0.7
0.6
증기압(bara)
96
98
100
102
104
106
108
110
112
114
온도 c