

POLSKA
RZECZPOSPOLITA
LUDOWA



URZĄD
PATENTOWY
PRL

OPIS PATENTOWY

88678

Patent dodatkowy
do patentu nr _____

MKP B01d 53/00

Zgłoszono: 16.03.74 (P. 169600)

Pierwszeństwo: 21.05.73 Włochy

Zgłoszenie ogłoszono: 02.05.75

Opis patentowy opublikowano: 15.09.1977

Int. Cl.² B01D 53/00

CZYTELNIKA

Urzędu Patentowego
Polskiej Rzeczypospolitej Ludowej

Twórca wynalazku: _____

Uprawniony z patentu: Giuseppe Giammarco, Wenecja (Włochy); Paolo
Giammarco, Wenecja (Włochy)

Sposób regeneracji roztworów absorpcyjnych stosowanych do usuwania lotnych zanieczyszczeń z mieszanin gazowych przez odpędzanie parą

1

Przedmiotem wynalazku jest sposób regeneracji roztworów absorpcyjnych stosowanych do usuwania lotnych zanieczyszczeń z mieszanin gazowych przez odpędzanie parą, zwłaszcza sposób regeneracji roztworów absorpcyjnych stosowanych do usuwania CO_2 , H_2S , HCN , SO_2 i innych gazowych bezwodników kwasów z mieszanin gazowych. Ponadto sposób według wynalazku może być stosowany w innych cyklicznych procesach oczyszczania, w których usuwa się acetylen, metan, etan, benzen, toluen, czy inne węglowodory jak również i inne zanieczyszczenia gazowe, jednakże pod warunkiem, że odpowiednie do tego celu znane ciecze absorbujące można poddać regeneracji przez odpędzanie parą.

Znane są sposoby cyklicznego oczyszczania, gdzie roztwór lub ciecz absorpcyjna krąży w zamkniętym obiegu między fazami absorpcji i regeneracji. W fazie absorpcji roztwór absorpcyjny wchodzi w kontakt z oczyszczaną mieszaniną gazową, przy czym usunięte zostają zanieczyszczenia gazowe. W fazie regeneracji roztwór absorpcyjny poddawany jest działaniu pary przez co następuje desorpcja uprzednio zaabsorbowanych zanieczyszczeń.

Najlepiej znanymi procesami oczyszczania tego typu są procesy absorpcji zanieczyszczeń gazowych takich jak CO_2 , H_2S , HCN , SO_2 i/lub podobne przy zastosowaniu zasadowych roztworów

2

wodnych. Przykładami roztworów absorpcyjnych są roztwory węglanów zasadowych aktywowane dodatkiem As_2O_3 , glicyną lub innym aminokwasem lub też dodatkiem etanoloamin takich jak monoetanoloamina, dwuetanoloamina, lub podobne składniki; lub roztwory aminokwasów, soli metali alkalicznych, roztwory etanoloamin takie jak roztwory monoetanoloaminy, dwuetanoloaminy, trójetanoloaminy, lub podobnych składników takich jak roztwory fosforanów alkalicznych, fenolanów alkalicznych, boranów alkalicznych i podobnych składników. Absorpcję SO_2 prowadzi się szczególnie przy użyciu roztworów siarczanów czy dwusiarczanów zasadowych.

Wspomniane wyżej procesy oczyszczania można przeprowadzać w niskiej temperaturze, tj. w temperaturze normalnej lub podwyższonej. W przypadku tak zwanego „obiegu tradycyjnego” (patrz Kohl i Riesenfeld „Gas Purification” str. 24, wyd. 1960 r.) absorpcję prowadzi się w temperaturach otoczenia, a regenerację w temperaturze wrzenia roztworu absorpcyjnego i przy ciśnieniach bliskich ciśnieniu atmosferycznemu. W przypadku „obiegu tradycyjnego” poza urządzeniami absorpcji i regeneracji stosuje się wymiennik ciepła, w którym zużyty roztwór absorpcyjny nagrzewany jest przez roztwór zregenerowany. Ponadto stosuje się chłodnicę umieszczoną przed fazą absorpcji.

Przy usuwaniu CO_2 stosuje się również absorpcję gorącą tj. w temperaturach od 90 do

120°C, to znaczy w zakresie odpowiadającym temperaturze regeneracji. W tym przypadku stosuje się tak zwany „obieg izotermiczny” lub „obieg optymalny” (patrz Kohl i Riesenfeld jak wyżej s. 134), przy czym zbędny jest już wymiennik ciepła stosowany w „obiegu tradycyjnym”. Jakkolwiek jest to duże ułatwienie to jednak oczyszczanie mieszaniny gazowej w stopniu koniecznym dla nowoczesnych zastosowań jest trudne w tak wysokich temperaturach absorpcji i zasadniczo wymaga podziału procesu oczyszczania na dwa etapy tak jak to ujawniono w opisie patentowym Stanów Zjednoczonych Ameryki nr 1971 798.

Wadą wszystkich wymienionych procesów oczyszczania jest niska sprawność cieplna. W najlepiej znanych i nadających się do usprawnienia procesach usuwania CO₂ zużycie ciepła wynosi około 1000÷13 000 kcal/m³ CO₂. Jest to duże zużycie ciepła, zwłaszcza w porównaniu do zużycia ciepła w procesach regeneracji powietrzem, które wynosi około 450 do 600 kcal/m³ CO₂ w dwustopniowym procesie i przy stopniu oczyszczania od około 0,02 do 0,05% CO₂.

Obieg regeneracyjny z zastosowaniem powietrza lub innych obojętnych gazów desorpcyjnych prowadzi się w dużych urządzeniach tak, że roztwór desorpcyjny, który przy opuszczaniu absorbera ma około 75 do 80°C, ogrzewany jest stopniowo ciepłem doprowadzanym z zewnątrz do temperatury w zakresie od 85 do 90°C i następnie wprowadza się do regeneratora w przeciwnym kierunku z gazem desorpcyjnym. Roztwór absorpcyjny jest regenerowany i jednocześnie schładzany do temperatury od 70 do 75°C. W końcu roztwór absorpcyjny powraca do absorbera i obieg zostaje zamknięty.

Celem wynalazku jest opracowanie sposobu regeneracji roztworów absorpcyjnych stosowanych do usuwania lotnych zanieczyszczeń z mieszanin gazowych za pomocą odpędzania parą, w którym ilość zużywanego ciepła byłaby zmniejszona do ilości zużywanej zwykle w sposobie gdzie zamiast pary stosuje się powietrze, i w którym możliwe byłoby zredukowanie aparatury cieplnej koniecznej do podtrzymywania obiegu, a zwłaszcza usunięcie kotła do ponownego odparowywania, jak również znaczne zmniejszenie wielkości lub całkowite usunięcie chłodnicy do chłodzenia CO₂ lub innych zanieczyszczeń gazowych zaabsorbowanych w regeneratorze. Ponadto, celem wynalazku jest umożliwienie prowadzenia procesu absorpcji zanieczyszczeń gazowych w stanie zimnym przy zastosowaniu ulepszonego („obiegu tradycyjnego”, bez konieczności stosowania wymiennika ciepła między roztworami zużytym i regenerowanym, który to wymiennik jest najbardziej złożonym urządzeniem w „obiegu tradycyjnym”).

Przeprowadzono wiele doświadczeń w celu rozwiązania wspomnianego wyżej zadania i wykrycia głównych źródeł utraty ciepła. Uwzględniono przy tym również te procesy usuwania CO₂, które są najważniejsze dla praktyki. Wykryto następujące źródła utraty ciepła.

W czasie podawania roztworu absorpcyjnego na szczyt wieży regeneracyjnej przy podwyższonej

temperaturze od około 95 do 120°C po raz pierwszy następuje odpływ ciepła spowodowany rozprężeniem roztworu do ciśnienia atmosferycznego panującego w regeneratorze. Ta utrata ciepła spowodowana jest znacznym i praktycznie niewykorzystanym odparowaniem roztworu w czasie desorpcji CO₂ i/lub H₂S i/lub podobnych gazowych zanieczyszczeń. Wytworzona para odprowadzana jest ze szczytu wieży regeneracyjnej przez chłodnicę.

Dodatkowa strata ciepła wynika również z faktu, że roztwór dostarczany do szczytu regeneratora przy określonej uprzednio wysokiej temperaturze, nie może zaabsorbować (właśnie ze względu na wysoką temperaturę) pary napływającej wraz z zanieczyszczeniami gazowymi. W konsekwencji para ta ulatuje na zewnątrz przez chłodnicę, a zawarte w niej ciepło nie zostaje wykorzystane.

Dalsza strata ciepła wynika z faktu, że ciepło zawarte w roztworze absorpcyjnym opuszczającym regenerację w temperaturze wrzenia, tracone jest w urządzeniu chłodzącym. W przypadku „obiegu tradycyjnego” utrata ciepła zachodzi w chłodnicy, podczas gdy w przypadku „obiegu izotermicznego” ciepło zregenerowanego roztworu (ogrzone po przejściu absorbera, co jest w tym przypadku niekorzystne) doprowadzone do szczytu wieży regeneracyjnej wychodzi na zewnątrz poprzez chłodnicę.

Cel wynalazku osiągnięto przez to, że regenerowany roztwór dzieli się na części pierwszą i drugą, które poddaje się regeneracji oddzielnie w pierwszej i drugiej kolumnie regeneracyjnej, przy czym ciśnienie robocze w pierwszej kolumnie regeneracyjnej jest co najmniej o około 0,2 do 0,5 atm wyższe od ciśnienia w drugiej kolumnie regeneracyjnej. Następnie pierwszą część regeneruje się w pierwszej kolumnie regeneracyjnej za pomocą ciepła dostarczanego z zewnątrz do dolnej części kolumny, a drugą część regeneruje się w drugiej kolumnie regeneracyjnej za pomocą ciepła uwolnionego ze zregenerowanego roztworu opuszczającego pierwszą kolumnę regeneracyjną, zaś obie zregenerowane części podaje się do absorbera.

W każdym przypadku różnica ciśnień między obiema kolumnami regeneracyjnymi musi być dostateczna, aby ciepło konieczne do regeneracji mogło przepłynąć z pierwszej kolumny regeneracyjnej do drugiej. Ciśnienie w pierwszej kolumnie regeneracyjnej utrzymuje się na takim poziomie, aby zapobiec ochłodzeniu pierwszej części roztworu absorpcyjnego poddawanego regeneracji w czasie spadku ciśnienia lub rozprężenia, zachodzących przy przejściu ze stopnia absorpcji do stopnia regeneracji.

Nadmiar pary pojawiający się na szczycie pierwszej kolumny regeneracyjnej zostaje zaabsorbowany, a przez to zatrzymuje się zawarte przez tę parę ciepło. Najbardziej w tym celu korzystne warunki osiąga się przez taką regulację ciśnienia, że w zależności od stopnia regeneracji w pierwszej kolumnie, spadek temperatury roztworu absorpcyjnego na drodze między wejściem

a wyjściem z kolumny wynosi od około 10 do 35°C. Warunki te pozwalają na odzyskanie ciepła, którego straty już uniknięto w czasie rozprężania oraz ciepła nadmiaru pary, przy czym wzrasta temperatura roztworu absorpcyjnego opuszczającego pierwszą kolumnę regeneracyjną.

Ciepło konieczne do regeneracji drugiej części dostarczane jest za pomocą wymiennika ciepła lub podobnego urządzenia. Roztwór zregenerowany pierwszej frakcji korzystnie rozpręża się do ciśnienia panującego w drugiej kolumnie absorpcyjnej, a powstały przy tym strumień pary doprowadza się na dno drugiej kolumny regeneracyjnej. Obie zregenerowane części dostarcza się 5 razem lub oddzielnie do absorbera.

Ponadto możliwe jest również dostarczenie drugiej części, za pomocą pompy, z wyjścia drugiej kolumny regeneracyjnej do pierwszej kolumny regeneracyjnej w punkcie położonym pomiędzy szczytem i dnem tej kolumny oraz zmieszanie jej w tym miejscu z roztworem płynącym w kierunku do dołu. Po zmieszaniu roztworu druga część poddana zostaje dodatkowej regeneracji. Następnie zmieszane i zregenerowane części roztworu podaje się do wieży absorpcyjnej.

Cały regenerowany roztwór podaje się na szczyt pierwszej kolumny regeneracyjnej. Po przebyciu pewnego odcinka górnej części tej kolumny roztwór dzieli się na część pierwszą i drugą, z których pierwsza część przepływa nadal w dół pierwszej kolumny regeneracyjnej, podczas gdy drugą część usuwa się z kolumny i podaje do szczytu drugiej kolumny regeneracyjnej.

Wspomniane wyżej dwie możliwości tj. podział roztworu lub powrót części drugiej do kolumny pierwszej, dają praktycznie te same rezultaty i obie mogą być stosowane w sposobie według wynalazku. Dla uproszczenia w opisie powołano się

zwłaszcza na przykład, zgodnie z którym roztwór podzielony jest już na samym początku regeneracji, a druga część nie powraca do pierwszej kolumny. W większości przypadków nie powołano się na przykład, według którego drugą część podaje się na powrót do pierwszej kolumny za pomocą pompy. Zgodnie z poniższym szczegółowym opisem roztwór może być podzielony na części już na etapie absorpcji.

Poniżej opisano próby przeprowadzone w celu wykrycia przyczyn powodujących straty ciepła oraz w celu opracowania odpowiedniego urządzenia zapewniającego lepsze wykorzystanie ciepła przy regeneracji za pomocą pary.

Zgodnie ze znanym sposobem regeneracji za pomocą pary, zużyty roztwór podaje się do regeneratora w temperaturze od około 95 do 120°C. Roztwór jest ogrzany już w chwili gdy opuszcza on absorber („obieg izotermiczny” lub „optymalny”) lub gdy absorpcja jest prowadzona na zimno, roztwór podgrzewa się po opuszczeniu absorbera za pomocą wymiennika ciepła („obieg tradycyjny”).

Prowadzi to do znacznej utraty ciepła, która nie występuje w procesie regeneracji za pomocą powietrza, co wynika z faktu, że przy określonych 25 wyżej temperaturach roztwór rozpręża się do ciśnienia atmosferycznego, które najczęściej panuje w regeneratorze, przy czym wytwarza się znaczna ilość pary. Zbyt krótki czas i niekorzystne warunki nie pozwalają na desorpcję CO₂, H₂S i/lub podobnych zaabsorbowanych zanieczyszczeń gazowych. Para ta jest zużytkowana tylko w niewielkim stopniu i zostaje usunięta na zewnątrz przez chłodnicę.

Wyniki doświadczeń przeprowadzonych w celu przebadania powyższego zjawiska przedstawiają 35 tablice I, II i III.

Tablica I
Roztwór absorpcyjny: 250 g/l K₂O i 50 g/l glicyny

1	2	3	4	5	6	7
pierwotny stopień nawęglania %	temperatura początkowa °C	temperatura po rozprężeniu °C	stopień nawęglania po rozprężeniu %	objętość wytworzonego dwutlenku węgla m ³ CO ₂ /m ³ roztworu	wytworzone ciepło Kcal	maksymalne zużycie ciepła Kcal/Nm ³ CO ₂
65	95	90,5	52	6,2	4,190	187
65	100	91,5	48,5	7,9	7,900	316
65	110	94	43	10,45	14,840	594
65	120	94,5	38	12,90	23,600	945
65	130	95,5	34	14,80	32,000	1,270

Tablica II
Roztwór absorpcyjny: 200 g/l K₂O i 140 g/l As₂O₃

1	2	3	4	5	6	7
pierwotny stopień nawęglania %	temperatura początkowa °C	temperatura po rozprężeniu °C	stopień nawęglania po rozprężeniu %	objętość wytworzonego dwutlenku węgla m ³ CO ₂ /m ³ roztworu	wytworzone ciepło Kcal	maksymalne zużycie ciepła Kcal/Nm ³ CO ₂
65	95	92	59	3,57	2,800	112
65	100	94,5	57	4,76	5,100	204
65	110	96	52,7	7,44	13,000	520
65	120	97	49	9,50	21,400	855
65	130	98	45,5	11,60	29,800	1,194

Tablica III
Roztwór absorpcyjny 250 g/l K₂O

1	2	3	4	5	6	7
75	95	93,5	74	0,60	1,395	56
75	100	95	72	1,78	4,650	186
75	110	97	68,5	3,87	12,100	483
75	120	97,5	66	5,35	20,900	835
75	130	98	64	6,65	29,800	1,190

Wyniki przedstawione w tablicy I dotyczą prób absorpcji CO₂ za pomocą roztworu węglanu potasowego aktywowanego glicyną (250g/l K₂O i 50 g/l glicyny). Absorpcja CO₂ jest przykładem absorpcji innych gazowych zanieczyszczeń, które mogą być usunięte sposobem według wynalazku. Na początku procesu roztwór absorpcyjny ma stopień nawęglania wynoszący 65% (patrz kolumna pierwsza). Rozprężenie zachodzi aż do osiągnięcia ciśnienia atmosferycznego. Temperatury przed rozprężeniem zestawiono w kolumnie drugiej. Dzięki rozprężeniu roztwór absorpcyjny ochładza się do temperatur zestawionych w kolumnie trzeciej. Odpowiadające temu stopnie nawęglania zestawione są w kolumnie czwartej. W kolumnie piątej zestawiono ilości CO₂ w m³ na m³ roztworu. W kolumnie szóstej zestawiono ilości ciepła uwolnione w czasie rozprężania. Kolumna siódma pokazuje przeciętne maksymalne zużycie ciepła w obiegu oczyszczania wywołane rozprężeniem przy założeniu, że jedna część objętościowa roztworu absorbuje 25 części objętościowych CO₂.

Podobne wyniki uzyskuje się przy użyciu aktywatorów innych niż kwasy aminowe lub, w miejsc glicyny, substancji określonych w opisie wynalazkowym nr 1 148 036 Republiki Federalnej Niemiec.

Wyniki podobnych prób przeprowadzonych z roztworami węglanu potasowego aktywowanego tlenkiem arsenu As₂O₃ zestawiono w tablicy II. Tablica III przedstawia analogiczne rezultaty osiągnięte w przypadku prostego roztworu węglanu potasowego.

Podobne wyniki osiągnięto dla innych roztworów absorpcyjnych i innych zanieczyszczeń absorpcyjnych.

Wspomniane wyżej doświadczenia wskazują, że zachodzi znaczny wzrost ilości ciepła utraconego przy rozprężaniu w miarę jak wzrasta początkowa temperatura roztworu. W przypadku temperatur od 115 do 118°C, występujących zwykle w „obiegu izotermicznym”, notuje się niekorzystnie bardzo wysokie zużycie ciepła od około 800 do 850 kcal/m³ CO₂, co zupełnie wyjaśnia różnicę w zużyciu ciepła między obiegiem izotermicznym z regeneracją za pomocą pary, oraz obiegiem z regeneracją za pomocą powietrza, przy czym w ostatnim przypadku mamy również do czynienia z reakcją izotermiczną, ale przy znacznie niższych temperaturach.

W miarę obniżania temperatury zmniejsza się również znacznie utrata ciepła w czasie rozprężania. Jak wynika z tablicy I, zużycie ciepła przy temperaturach w zakresie około 85 do 90°C jest

już praktycznie możliwe do zaakceptowania i zanika zupełnie przy zmniejszeniu temperatury do temperatury wrzenia roztworu (70°C). W tej temperaturze ciśnienia cząstkowe CO₂ i/lub H₂S i H₂O jednocześnie osiągają ciśnienie atmosferyczne lub ciśnienie bliskie atmosferycznemu, odpowiadające ciśnieniu robocznemu generatora. Wyniki doświadczeń wskazują, że intensywność uwalniania pary i CO₂ zależy od czynników podtrzymujących obieg, a więc od temperatury wrzenia zużytego roztworu absorpcyjnego, która wyraźnie uzależniona jest od stopnia nawęglania roztworu absorpcyjnego, oraz od odpowiednich zespołów wymuszających obieg. W przypadku temperatur wyższych od 100° C ciepło uwolnione w czasie rozprężania przechodzi głównie w ciepło odparowania. Para wytwarza się zgodnie z podstawowymi prawami fizycznymi i zjawisko to przebiega bardzo szybko, podczas gdy uwolnienie CO₂ zachodzi znacznie wolniej, co wynika z powolnego przebiegu chemicznej reakcji rozkładu dwuwęglanu lub węglanu. Prowadzi to do wniosku, że para wytworzona w czasie rozprężania tylko w niewielkim stopniu może być użyta do regeneracji.

W sposobie według wynalazku unika się wspomnianej wyżej utraty ciepła przez odpowiednie podniesienie ciśnienia w regeneratorze. Dzięki temu rzeczywista temperatura wrzenia roztworu absorpcyjnego zbliża się do temperatury wrzenia roztworu absorpcyjnego lub osiąga tę temperaturę, co prowadzi do zmniejszenia lub całkowitego ograniczenia zjawiska wytwarzania się pary w czasie rozprężania. Faktycznie wystarczy tak przybliżyć obie temperatury do siebie, że odpowiadająca temu strata ciepła staje się możliwa do zaakceptowania. Z tablicy I wynika na przykład, że dla roztworu absorpcyjnego aktywowanego glicyną mającego stopień nawęglania około 65% oraz temperaturę około 110°C, niezbędne jest ciśnienie około 1,8 atm w regeneratorze po to, aby osiągnąć utratę ciepła w czasie rozprężania równą tej jaka jest wytwarzana przy rozprężaniu tego samego roztworu do ciśnienia atmosferycznego przy temperaturze wyjściowej około 90°C.

Dalsza utrata ciepła w znanym sposobie regeneracji roztworów absorpcyjnych za pomocą pary wywołana jest faktem, że roztwór absorpcyjny ma wysoką temperaturę na wejściu do regeneratora, przez co nie może zaabsorbować i wykorzystać pary związanej z uwolnionymi gazami CO₂, H₂S i/lub innymi zanieczyszczeniami gazowymi wychodzącymi przez górną część regeneratora. Wspomniana wyżej strata ciepła przedsta-

wiona jest w postaci wykresu na Fig. 1. Wykres ten dotyczy roztworu absorpcyjnego aktywowanego glicyną (150 g/l K_2O , 50 g/l glicyny). Podobne wykresy można łatwo sporządzić w oparciu o rzeczywiste wyniki lub odpowiednie obliczenia, również dla innych roztworów absorpcyjnych. Stwierdzono, że w przypadku typowej kolumny regeneracyjnej pracującej z przeciwwprądem, konieczne jest zużycie pary do odpędzania w ilości znacznie przekraczającej, praktycznie 2,5 do 3

5 raza, ilość odpowiadającą punktowi krytycznemu. Punktem krytycznym jest punkt, przy którym linia pracy regeneratora znajduje się w najmniejszej odległości od linii prężności pary CO_2 (lub innych zanieczyszczeń gazowych) w temperaturze wrzenia. Punkt krytyczny zmienia się w zależności od stopnia regeneracji, który ma być osiągnięty. Dlatego też zmienia się również odpowiednio ilość ciepła jaka musi być doprowadzona dla uzyskania z góry określonego stopnia regeneracji. Stąd można sporządzić wykres odpowiadający

10 wykresowi z Fig. 1, na którym na odciętej odłożono stopień nawęglania jaki ma być osiągnięty po zakończeniu regeneracji, a na rzędnej ilości ciepła zawarte w parze odpędzającej koniecznej w procesie regeneracji. Przy sporządzaniu wykresu założono, że zużyty roztwór absorpcyjny ma stały stopień nawęglania wynoszący 75% na początku procesu regeneracji, a nasycenie roztworu absorpcyjnego wynika z różnicy między wartością

15 75% i zmiennymi końcowymi stopniami regeneracji przedstawionymi przez odcietą wykresu.

Para odpędzająca dzieli się na trzy części:

— pierwsza część dostarcza ciepła dla reakcji endotermicznej [co wynosi 280 kcal/m³ CO_2 w przypadku aktywowanych lub nieaktywowanych roztworów węglanów alkalicznych; 930 kcal/m³ CO_2 w przypadku roztworów monoetanolaminy; 625 kcal/m³ CO_2 w przypadku roztworów dwuetanolaminy]. Ta pierwsza część oznaczona jest

20 linią MN na Fig. 1,

— druga część stanowi parę związaną z uwolnionym CO_2 na wyjściu w górnej części regeneratora. W znanych procesach konieczne są duże ilości tej pary, natomiast w sposobie według wynalazku wystarczy taka jej ilość jaka jest konieczna do wytworzenia sił pobudzających desorpcję CO_2 i/lub H_2S . Oznacza to, że para musi być tylko w takim nadmiarze, który pozostaje w równowadze ze stopniem nawęglania roztworu absorpcyjnego, z którym para jest kontaktowana. W tym celu temperatura, to znaczy punkt kondensacji mieszaniny gazowej opuszczającej szczyt regeneratora (to znaczy jej skład a zwłaszcza koncentracja pary), jest tylko około 5 do 10°C

25 wyższa od temperatury odpowiadającej punktowi kondensacji mieszaniny gazowej będącej w równowadze ze użytym roztworem absorpcyjnym doprowadzonym do regeneratora od góry.

Powyższe stwierdzenie ściśle odpowiada rzeczywistości, ponieważ uwzględniono, że temperatura roztworu absorpcyjnego jest wyższa od temperatury czystego rozpuszczalnika ze względu na zawartość soli oraz, że punkt kondensacji mieszaniny gazowej będącej w równowadze z rozpu-

30

szczalnikiem zależy od stopnia nawęglania roztworu.

Na wykresie z Fig. 1, na którym zużyty roztwór ma stały stopień nawęglania 75%, ciepło pary związanej w określonych wyżej warunkach z CO_2 opuszczającym regenerator — jako ciepło dodatkowe do 280 kcal/m³ ciepła reakcji — oznaczone jest linią HI, która jest praktycznie pozioma,

— trzecia część pary odpędzającej odpowiada

35 rzędnym między krzywą AI oraz główną krzywą Z—W na wykresie. W celu utrzymania korzystnej równowagi cieplnej w cyklu oczyszczania, ta ilość pary zgodnie ze sposobem według wynalazku wykorzystana jest do ogrzania użytego roztworu absorpcyjnego w górnej części regeneratora. W znanych sposobach para ta nie jest wykorzystywana w ogóle lub tylko częściowo, ponieważ roztwór absorpcyjny podawany jest na szczyt regeneratora przy bardzo wysokich temperaturach, tj. temperaturach bardzo bliskich lub nawet przewyższających temperatury na dnie regeneratora. Ze względu na przegrzanie para ta nie może być

40 zaabsorbowana.

Prawie poziome przerywane krzywe na Fig. 1, pokazują jaki stopień nagrzania, porównując wartości temperatur umieszczonym przy krzywych, roztworu absorpcyjnego można osiągnąć przez wykorzystanie wspomnianego nadmiaru ciepła w zależności od końcowego stopnia regeneracji.

Na wykresie z Fig. 1 widać, że w przypadku bardzo wysokiego końcowego stopnia regeneracji np. 23%, uzyskana ilość pary wystarcza do nagrzania roztworu do około 35°C (punkt Z), podczas gdy w przypadku mniejszego stopnia regeneracji np. 33%, roztwór absorpcyjny nagrzewa się do 10°C (punkt W).

45

Zgodnie ze sposobem według wynalazku można uzyskać całkowite wykorzystanie nadmiaru pary również przez podniesienie ciśnienia roboczego. Przy podniesieniu ciśnienia wzrasta również temperatura wrzenia roztworu na dnie regeneratora, co w odniesieniu do wprowadzanego roztworu absorpcyjnego daje różnicę temperatur wystarczającą aby roztwór absorpcyjny zaabsorbował i odzyskał w ten sposób nadmiar pary opuszczającej szczyt regeneratora, ze względu na wysoką

50 temperaturę.

Ciśnienie w regeneratorze jest tak wyregulowane że w zależności od pożądanego stopnia regeneracji, uzyskuje się między dnem i szczytem kolumny różnicę temperatur od około 10 do 35°C.

W związku z tym konieczne jest podkreślenie, wobec uprzednio wspomnianych źródeł straty ciepła, że sam wzrost ciśnienia nie jest tu decydujący. Dla uniknięcia straty ciepła w czasie rozprężania oraz uzyskania nadmiaru pary na szczycie regeneratora, zasadnicze znaczenie ma różnica temperatur między szczytem i dnem kolumny. Im większa jest ta różnica temperatur tym łatwiej można uniknąć określonych wyżej strat ciepła. Optymalne wykorzystanie ciepła osiąga się wtedy, gdy rzeczywiste temperatury roztworu absorpcyjnego są możliwie najbliższe temperatur wrzenia w warunkach fizycznych różnych stref regeneratora. W rezultacie należy podkre-

55

60

65

lic, że sam wzrost ciśnienia w regeneratorze nie likwiduje straty ciepła w czasie rozprężania jeżeli temperatura wchodzącego zużytego roztworu jest równa temperaturze lub wyższa od temperatury wypływającego zregenerowanego roztworu.

Opisane powyżej warunki odpowiadają najlepszemu wykorzystaniu ciepła dostarczonego w cyklu oczyszczania. Sposób według wynalazku może oczywiście być prowadzony w warunkach odpowiadających niższemu stopniowi wykorzystania ciepła tj. przy różnicach temperatur między dnem a szczytem regeneratora mniejszych niż zakres 10 do 35°C np. różnicach temperatur w zakresie 5 do 35°C.

Dalsza strata ciepła w czasie regeneracji parą wynika z faktu, że zregenerowany roztwór opuszczający regenerację w temperaturze wrzenia zawiera dużą ilość ciepła która w znanych sposobach jest niewykorzystana i zasadniczo całkowicie tracona w chłodnicach. Jakkolwiek próbowano wykorzystać to ciepło i oddać je na powrót do górnej części regeneratora, nie osiągnięto dotychczas zadowalających rezultatów, ponieważ podwyższona temperatura zużytego roztworu prowadzi do strat ciepła w sytuacjach uprzednio określonych. Zgodnie ze sposobem według wynalazku podniesienie ciśnienia prowadzi do wzrostu zawartości ciepła w zregenerowanym roztworze, co z kolei powoduje wzrost temperatury aż do temperatury wrzenia. Odzyskane w ten sposób i zawarte w zregenerowanej pierwszej części ciepło może być uwolnione i wykorzystane w drugiej kolumnie regeneracyjnej do regeneracji drugiej części. W tym celu ciśnienie i temperatura drugiej kolumny regeneracyjnej są niższe od ciśnienia i temperatury pierwszej kolumny regeneracyjnej. Korzystnie różnica temperatur między obiema kolumnami absorpcyjnymi wynosi co najmniej około 10 do 15°C, jeżeli uwolnienie ciepła następuje przez „obieg termiczny” i co najmniej 5 do 7°C jeżeli roztwór zregenerowany w pierwszej kolumnie absorpcyjnej rozpręża się w celu wytworzenia pary, którą wykorzystuje się w drugiej kolumnie absorpcyjnej. W konsekwencji powyższego ciśnienia w głównej kolumnie absorpcyjnej jest co najmniej około 0,2 do 0,5 atm wyższe od ciśnienia w drugiej kolumnie regeneracyjnej.

Z powyższych twierdzeń wynika, że wzrost ciśnienia roboczego w regeneratorze działa pobudzająco i usprawniająco na aktywność termiczną regeneracji. Spowodowane jest to tym, że stopień nawęglenia zużytego roztworu węglanu potasowego aktywowanego glicyną (lub As_2O_3) wynosi około 65%, a jego początkowa temperatura około 115°C. Przy ciśnieniu atmosferycznym jest to temperatura znacznie przekraczająca punkt wrzenia ze względu na fakt, że roztwór absorpcyjny w regeneratorze rozprężany jest do ciśnienia atmosferycznego i ochłodzony do 90°C lub 94°C, tj. ochłodzony o około 20°C, jak wynika z tablicy I i II. Ciepło dostarczone z kotła do ponownego odparowywania stopniowo podnosi temperaturę o około 13°C, tj. od około 95 do 108°C, co odpo-

wiada temperaturze wrzenia przy ciśnieniu prawie atmosferycznym na dnie regeneratora.

Zgodnie ze sposobem według wynalazku rzeczywista temperatura roztworu absorpcyjnego oraz temperatura wrzenia wyrównują się w wyniku wzrostu ciśnienia w regeneratorze do około 1,8 atm, a chłodzenie jest pomijalnie małe, dzięki czemu roztwór utrzymuje pierwotną temperaturę 115°C. Ilość ciepła dostarczana przez kotł do ponownego odparowywania, która nie ulega zmianie ponieważ ciśnienie robocze jest ciśnieniem atmosferycznym, ogrzewa roztwór o 13°C tj. 128°C, co odpowiada nowej temperaturze wrzenia zregenerowanego roztworu absorpcyjnego przy ciśnieniu 1,8 atm.

Zregenerowany roztwór absorpcyjny zostaje następnie rozprężony w komorze do ciśnienia atmosferycznego. Roztwór ochładza się do temperatury 106°C wytwarzając przy tym parę w ilości 37,8 kg/m³ roztworu, która jak wspomniano została wykorzystana do regeneracji w drugiej kolumnie regeneracyjnej.

Sposób według wynalazku zostanie bliżej objaśniony w oparciu o urządzenie pokazane schematycznie na rysunku, na którym Fig. 1 przedstawia wykres strat ciepła w znanych procesach regeneracji, Fig. 2 — schemat najczęściej stosowanego urządzenia do realizacji sposobu, z zastosowaniem jednostopniowej kolumny absorpcyjnej, Fig. 3 — schemat podobnego urządzenia jak na Fig. 2 lecz z zastosowaniem dwustopniowej kolumny absorpcyjnej, Fig. 4 — schemat innego przykładowego urządzenia do realizacji sposobu, bez konieczności stosowania wymiennika ciepła, Fig. 5 — schemat zmodyfikowanego urządzenia, a Fig. 6 — schemat innego przykładu wykonania urządzenia do realizacji sposobu.

Sposób według wynalazku zostanie również bliżej objaśniony w przykładach jego realizacji.

Najczęściej stosowane urządzenie do realizacji sposobu według wynalazku pokazane na Fig. 2, zawiera jednostopniową kolumnę absorpcyjną (0,1% CO_2) i dwie kolumny regeneracyjne, tj. pierwszą kolumnę regeneracyjną P i drugą kolumnę regeneracyjną S. Ciśnienie robocze w pierwszej kolumnie regeneracyjnej P określone jest w zależności od temperatury T_{pe} zużytego roztworu absorpcyjnego, który ma być regenerowany, to znaczy jest ono ustalone tak, że osiąga się optymalny stopień wykorzystania ciepła obiegu, a przez podwyższenie temperatury wrzenia T_{pu} roztworu absorpcyjnego na dnie kolumny regeneracyjnej, osiąga się korzystną różnicę temperatur T_{pe} i T_{pu} na wejściu i na wyjściu kolumny regeneracyjnej. Np. dla osiągnięcia optymalnego wyniku przy regeneracji roztworu aktywowanego glicyną do stopnia nawęglenia 30% konieczna jest różnica temperatur 15°C. Większe różnice temperatur nie poprawiają wyniku, natomiast niższe różnice zmniejszają korzyści sposobu według wynalazku.

Jak już wspomniano najlepsze wyniki osiąga się przy różnicy od 10 do 35°C. Regenerację można realizować również przy mniejszych różnicach temperatur i zmniejszonej w tym przypadku

sprawności. Różnica temperatur może przykładowo wynosić od 5 do 35°C.

Jak już wspomniano ciśnienie robocze pierwszej kolumny regeneracyjnej P musi być wyższe od ciśnienia drugiej kolumny regeneracyjnej S po to, by mógł nastąpić przepływ ciepła z pierwszej kolumny do drugiej. Praktycznie realizuje się to przez wymianę powietrza lub innym znanym sposobem. Korzystnie roztwór absorpcyjny podaje się do komory rozprężania E gdzie następuje rozprężenie do ciśnienia roboczego drugiej kolumny regeneracyjnej S, to jest w ogólnym przypadku, do ciśnienia bliskiego atmosferycznemu. Przy odparowaniu temperatura obniża się do około 106°C. Wytworzoną parę doprowadza się do drugiej kolumny regeneracyjnej S w przeciwnym kierunku z drugą częścią s. Szybkość przepływu strumienia pary reguluje się tak, aby ilość pary była wystarczająca do osiągnięcia przy regeneracji drugiej części s stopnia nawęglenia takiego jak stopień nawęglenia pierwszej części p. Następnie obie części p i s łączy się i podaje do kolumny absorpcyjnej.

Na Fig. 3 pokazano dwuetapowy obieg, w którym części p i s są rozdzielone i podawane są do kolumny absorpcyjnej A w dwu różnych miejscach, to jest w jej szczycie i w punkcie między dnem i szczytem.

Podział roztworu absorpcyjnego na części p i s nie jest arbitralnie z góry ustalony lecz opiera się na fakcie, że pierwsza część p jest regenerowana za pomocą ciepła dostarczanego z zewnątrz, podczas gdy druga część s jest regenerowana ciepłem uwolnionym z pierwszej części p. Jak widać ilość części drugiej s jest zawsze mniejsza od ilości części pierwszej p. Jak wynika z Fig. 2 ciepło dotychczas stracone w górnej części regeneratora, odzyskuje się i wykorzystuje przy niższym ciśnieniu dla celów dalszej regeneracji w drugiej kolumnie regeneracyjnej S. Odzyskanie możliwe jest dzięki podwyższeniu ciśnienia co powoduje zmniejszenie temperatury zużytego roztworu absorpcyjnego. Na Fig. 2 widać również, że zgodnie z wynalazkiem, zwiększa się także znacznie sprawność termiczna, co wynika z faktu, że ciepło dostarczane z zewnątrz w czasie fazy regeneracji za pośrednictwem kotła do ponownego odparowywania R przechodzi przez dwa różne poziomy ciśnienia (kolumna regeneracyjna P i S) przez co ciepło niewykorzystane w pierwszej kolumnie zostaje wykorzystane w drugiej kolumnie.

Powyższe prowadzi do lepszego wykorzystania ciepła dostarczanego w procesie regeneracji. Zużycie ciepła w procesie według wynalazku jest mniejsze o co najmniej 1/3 do 1/2 w porównaniu ze znanymi procesami.

Daje to w wyniku znaczne zmniejszenie kosztów eksploatacji kotła R. Również mniejsze są koszty eksploatacji chłodziń CO₂ i/lub H₂S na wyjęciu kolumn P i S. Oszczędność na chłodzińcy pierwszej kolumny P jest większa z uwagi na fakt, że zgodnie z wynalazkiem wykorzystuje się dokładnie taką ilość ciepła jaka w znanych sposobach była uwalniana przez tę chłodziń. W niektórych przypadkach ta chłodzińca jest praktycznie zbędna. W większości przypadków jest 5 do 8 razy mniej-

sza od chłodziń używanych w znanych procesach.

Chłodzińca drugiej kolumny regeneracyjnej S nie jest już potrzebna i w wielu przypadkach może być pominięta. W przypadku urządzeń do usuwania CO₂, ilość CO₂ uwolniona w drugiej kolumnie regeneracyjnej S jest tylko niewielką częścią całkowitej ilości i może być uwolniona do atmosfery wraz z parą opuszczającą wierzchołek drugiej kolumny regeneracyjnej S. Ponadto otrzymuje się znaczne ilości sprężonego CO₂ i/lub H₂S i innych zanieczyszczeń gazowych. Jest to duża zaleta sposobu według wynalazku, zwłaszcza jeżeli CO₂ jest przeznaczone do produkcji mocznika.

Jak wyjaśniono szczegółowo poniżej można również posługując się sposobem według wynalazku, zrezygnować ze zmniejszenia zużycia ciepła, a w zamian za to zmniejszyć koszty urządzeń do oczyszczania.

Na Fig. 2 linią przerywaną przedstawiono fazę absorpcji. Ma to na celu podkreślenie, że proces regeneracji według wynalazku może być zastosowany do wszystkich znanych sposobów oczyszczania. Można również dowolnie ustalić temperatury absorpcji na przykład między 40 i 135°C tak, że oczyszczana mieszanina gazowa może mieć również dowolną temperaturę. Sposób według wynalazku może być zastosowany również do usuwania zanieczyszczeń gazowych, które mogą być uwolnione o roztworu absorpcyjnego przez odpędzanie parą. W obiegu absorpcyjnym może znajdować się pojedyncza kolumna absorpcyjna A, i w tym przypadku mamy do czynienia z „obiegami izotermicznymi”, przy którym absorpcję prowadzi się przy wysokiej temperaturze, a może być również umieszczona chłodzińca C₂, i wtedy absorpcję prowadzi się przy niskich temperaturach. Obieg absorpcyjny może również zawierać wymiennik ciepła H. W tym przypadku mamy do czynienia z „obiegami tradycyjnymi”, przy którym absorpcja zachodzi w niskich temperaturach, to jest bliskich temperaturze otoczenia, jak to jest konieczne przy stosowaniu roztworu etanoloaminowego. Analogicznie można zastosować obieg z dzielonym strumieniem.

Lepsze wykorzystanie ciepła zregenerowanego roztworu osiąga się przez ustalenie ciśnienia roboczego drugiej kolumny S na poziomie 0,7 atm i temperatury 95°C. W tym przypadku zachodzi silniejsze rozprężenie pierwszej frakcji p oraz wytwarza się większa ilość pary.

Redukcję ciśnienia uzyskuje się za pomocą odpowiedniego urządzenia mechanicznego. Korzystnie stosuje się azektor, do którego wprowadza się pod ciśnieniem roztwór absorpcyjny z kolumny absorpcyjnej, co ujawniono w zgłoszeniu patentowym Republiki Federalnej Niemiec DT-OS 19 51 277.

Zamiast stosowanego podciśnienia w drugiej kolumnie regeneracyjnej S można również zastosować strumień gazu w celu przemieszczania ciepła ze zregenerowanego roztworu p do roztworu absorpcyjnego s. Przykładami stosowanych gazów są powietrze, azot i pozostałości gazowe w produkcji amoniaku. Gazy te najpierw wprowadza

się w kontakt z pierwszą frakcją p, a następnie z drugą frakcją s. Ten sposób stosuje się zawsze gdy jest to możliwe.

Poniżej podane przykłady ilustrują realizację sposobu według wynalazku.

Przykład I. W przykładzie tym CO₂ i/lub H₂S usuwa się za pomocą roztworu węglanu potasowego aktywowanego glicyną. Stosuje się urządzenie z jednostopniową fazą absorpcji pokazane na Fig. 2. Nie stosuje się wymiennika ciepła H. Obie części p i s regeneruje się do tego samego stopnia nawęglania, a następnie łączy się i podaje do kolumny absorpcyjnej A. Przykład ten obejmuje szereg wariantów przedstawionych z tablicy IV.

Zużyty roztwór absorpcyjny wychodzący z kolumny A podaje się bezpośrednio do regeneracji. Temperatury roztworu absorpcyjnego podane są w najwyższym poziomym rzędzie tablicy IV. Podobnie jak w przypadku znanych procesów, temperatura po wejściu do kolumny absorpcyjnej A jest niższa o 10 do 15°C, co wynika z zachodzącej w niej reakcji cieplnej oraz prawdopodobnie z ciepła dostarczanego przez gaz poddawany oczyszczeniu.

Tablica IV dotyczy przypadku, w którym w kolumnie regeneracyjnej S panuje ciśnienie atmosferyczne tak, że temperatura roztworu absorpcyjnego przy końcu rozprężania i przy końcu procesu regeneracji wynosi 106°C.

Pięć różnych części tabeli IV odnosi się do pięciu różnych ilości ciepła dostarczanego dla podtrzymania obiegu (100, 80, 63, 50 i 40 kg pary/m³ roztworu pierwszej części p). W każdej z tych części podano następujące wartości: ciepło dostarczone przez kocioł do ponownego odparowywania w kcal/m³ roztworu pierwszej części p, końcowy stopień regeneracji roztworu absorpcyjnego oraz p.k. określone w częściach objętościowych CO₂ na jedną część objętości całego roztworu absorpcyjnego (p+s). Przyjęto, że zużyty roztwór opuszczający absorber w każdym przypadku ma nawęglanie równe 75%.

Wiersze poziome poszczególnych części tablicy zawierają następujące wartości: stosunek pierwszej części p do drugiej części s (2/3), temperaturę i ciśnienie na dnie pierwszej kolumny regeneracyjnej P (5/4), zużycie wyrażone w kcal/m³ CO₂ (1) oraz ciepło uwolnione przez chłodnicę Cg pierwszej kolumny regeneracyjnej P (6) określone w procentach ciepła dostarczonego przez kocioł ponownego odparowywania.

Na podstawie tablicy IV można łatwo wyciągnąć wnioski i ocenić zalety sposobu według wynalazku.

Tablica V odpowiada tablicy IV z tym, że druga regeneracyjna kolumna S pracuje przy zmniejszonym ciśnieniu, to jest ciśnieniu i temperaturze przy końcu rozprężania i przy końcu regeneracji wynoszących odpowiednio 0,7 atm i 95°C.

Zarówno tablica IV jak i tablica V ze względu na swą objętość zostały podzielone na cztery części przedstawione na czterech kolejnych stronach według następującego wzoru:

Tablica IV

część „A”	część „B”
część „C”	część „D”

Tablica V

część „A”	część „B”
część „C”	część „D”

Tablica IV część „A”

Roztwór absorpcyjny 250 g/l K₂O i 50 g/l glicyny

T ₁	75°C	80°C	85°C	90°C
T ₂	106°C	106°C	106°C	106°C
ciepło=54,000 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 23% nasycenie 32,4 jedn. objętości CO ₂ /1 jed. objętości roztworu absorpcyjnego				
2/3	89.3/10.7	83.4/16.6	78/22	72.7/27.3
5/4	112.5/1.34	117.5/1.57	122.5/1.86	127.5/2.19
1	1,482	1,390	1,295	1,210
6	18.9	18.9	18.9	18.9
ciepło=43,200 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 25% nasycenie 30,9 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
2/3		98/2	88.5/11.5	81.3/18.6
5/4		106.7/1.09	111.7/1.30	116.7/1.54
1		1,370	1,230	1,135
6		22.5	22.5	22.5
ciepło=34,020 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 28% nasycenie 28,6 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
2/3				94/6
5/4				108.4/1.6
1				1.120
6				26.4

Tablica IV część „B”

Roztwór absorpcyjny 250 g/l K₂O i 50 g/l glicyny

95°C	100°C	106°C	116°C	120°C
106°C	106°C	106°C	106°C	106°C
ciepło=54,000 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 23% nasycenie 32,4 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
68.7/31.3	64.8/35.2	60.8/39.2	65/45	52.8/47.2
132.5/2.54	137.5/2.95	143.5/3.50	153.6/4.60	157.5/5.10
1,145	1,078	1,010	918	880
18.9	18.9	18.9	18.9	18.9
ciepło=43,200 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 25% nasycenie 30,9 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
75/25	70/30	63.5/36.5	55.8/44.2	53.2/46.8
121.7/1.81	126.7/2.13	132.5/2.55	142.7/3.41	146.7/3.80
1,045	980	887	780	742
22.5	22.5	22.5	22.5	22.5
ciepło=34,020 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 28% nasycenie 28,6 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
83.2/16.8	74.8/25.2	66.4/33.6	56.2/43.3	52.8/47.2
113.4/1.38	118.2/1.63	124.4/1.99	134.4/2.70	138.2/3.05
988	890	790	673	627
26.4	26.4	26.4	26.4	26.4

Tablica IV część „C”

ciepło=27,000 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 31% nasycenie 26,2 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
2/3				
5/4				
1				
6				
ciepło=21,600 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 35% nasycenie 23,8 jedn. obj. CO ₂ /jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
2/3				
5/4				
1				
6				

Tablica IV część „D”

ciepło=27,000 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 31% nasycenie 26,2 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
96/4	82.2/17.8	70/30	56.5/43.5	54.3/47.5
107.3/1.11	112.3/1.33	118.3/1.63	128.3/2.24	132.3/2.53
990	850	724	583	543
30.5	30.5	30.5	30.5	30.5
ciepło=21,600 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 35% nasycenie 23,8 jedn. obj. CO ₂ /jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
	92.3/7.7	74.5/25.5	56.2/43.8	51.3/48.7
	108/1.14	114/1.41	124/1.96	128/2.22
	887	675	510	464
	34.6	34.6	34.6	34.6

Tablica V część „A”

Roztwór absorpcyjny 250 g/l K₂O i 50 g/l glicyny

T ₁	75°C	80°C	85°C	90°C
T ₂	95°C	95°C	95°C	95°C
ciepło=54,000 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 23% nasycenie 32,4 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
2/3	76.8/23.2	72/29	67.8/27.3	61/36
5/4	112.5/1.34	117.5/1.57	122.5/1.86	127.5/2.19
1	1,280	1,200	1,130	1,064
6	18.6	18.6	18.6	18.6
ciepło=43,200 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 25% nasycenie 30,9 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
2/3		80/20	73.7/26.3	68/32
5/4		106.7/1.09	111.7/1.30	116.7/1.54
1		1,115	1,025	960
6		22.3	22.3	22.3
ciepło=34,020 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 28% nasycenie 28,6 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
2/3				13.3/26.7
5/4				108.4/1.16
1				875
6				26.3

Tablica V część „B”

Roztwór absorpcyjny 250 g/l K₂O i 50 g/l glicyny

95°C	100°C	106°C	116°C	120°C
95°C	95°C	95°C	95°C	95°C
ciepło=54,000 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 23% nasycenie 32,4 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
61/39	57.8/42.2	54.4/45.6	49.8/50.2	48.2/54.8
132.5/2.54	137.5/2.95	143.5/3.50	153.5/4.60	157.5/5.10
1,013	963	910	830	803
18.6	18.6	18.6	18.6	18.6
ciepło=43,200 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 25% nasycenie 30,9 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
63.5/36.5	59.5/40.5	55/45	49.4/50.6	47.3/52.7
121.7/1.81	126.7/2.13	132.5/2.55	142.7/3.41	146.7/3.80
890	832	770	690	662
22.3	22.3	22.3	22.3	22.3
ciepło=34,020 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 28% nasycenie 28,6 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
66.5/33.5	60.8/39.2	55.5/44.5	48/52	45.7/54.3
113.4/1.38	118.2/1.63	124.4/1.98	134.4/2.70	138.4/3.05
792	724	660	572	545
26.3	26.3	26.3	26.3	26.3

Tablica V część „C”

ciepło=27,000 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 31% nasycenie 26,2 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
2/3				
5/4				
1				
6				
ciepło=21,600 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 35% nasycenie 23,8 jedn. obj. CO ₂ /jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
2/3				
5/4				
1				
6				

Tablica V część „D”

ciepło=27,000 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 31% nasycenie 26,2 jedn. obj. CO ₂ /1 jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
70.2/29.8	63/37	55.5/44.5	46.6/53.4	43.7/56.3
107.3/1.11	112.5/1.33	118.3/1.63	128.3/2.24	132.3/2.53
727	650	575	482	452
30.5	30.5	30.5	30.5	30.5
ciepło=21,600 kcal/m ³ roztworu; stopień regeneracji 35% nasycenie 23,8 jedn. obj. CO ₂ /jedn. obj. roztworu absorpcyjnego				
	64/36	55/45	44.5/55.5	41.4/58.6
	108/1.14	114/1.41	124/1.96	128/2.22
	580	500	404	374
	34.7	34.7	34.7	34.7

Symbole literowe lub liczbowe użyte w tablicach IV i V dla określenia wartości w poziomych rzędach oznaczają:

T_1 = temperatura zużytego roztworu absorpcyjnego wchodzącego w fazę regeneracji,

T_2 = temperatura zregenerowanego roztworu absorpcyjnego,

2 = % roztworu pierwszej części,

3 = % roztworu drugiej części,

5 = temperatura ($^{\circ}\text{C}$) roztworu absorpcyjnego na dnie pierwszej kolumny regeneracyjnej P,

4 = ciśnienie (atm) roztworu absorpcyjnego na dnie kolumny P,

1 = zużycie ciepła kcal Nm³ CO₂,

6 = ciepło uwolnione z chłodnicy Cg (% ciepła dostarczonego przez kocioł do ponownego odparowania).

Z tablic IV i V wynikają w sposób oczywisty zalety sposobu według wynalazku. Między innymi nasuwają się następujące wnioski:

Jak wynika z ostatnich i przedostatnich części tablic IV i V, przy temperaturze na wejściu do regeneratora równej 106 $^{\circ}\text{C}$ i ilościach ciepła dostarczanego przez pierwszą część p równych 21,600 lub 27,000 cal/m³, co jest częstym przypadkiem w nowoczesnych procesach usuwania CO₂, zużycie ciepła wynosi tylko 675 lub 575 kcal/m³ CO₂, to jest około połowę ciepła zużywanego zgodnie ze znanym procesem.

Należy zwrócić uwagę, że w tych warunkach dostarczania ciepła konieczne jest zastosowanie dwustopniowego procesu oczyszczania do wartości 0,05 do 0,10% CO₂, co jest często wymagane.

Często w procesach prowadzonych na skalę przemysłową dysponuje się większymi ilościami ciepła np. 12,000 do 13,000 kcal/m³ CO₂. W tym przypadku proces prowadzi się zgodnie z pierwszymi dwoma częściami tablic IV i V. Przy tych warunkach otrzymuje się w jednoetapowym procesie i przy zastosowaniu roztworu aktywowanego glicyną (te warunki dotyczą danych w tablicach) uzyskuje się stopień regeneracji równy 23% (pierwsza część) i 25% (druga część). Określone wyżej stopnie regeneracji całkowicie wystarczają dla zapewnienia stopni oczyszczenia równych 0,05 do 0,1% CO₂, koniecznych w nowoczesnych procesach. Jednakże zasadnicza zaleta polega na tym, że prowadzony proces jest jednoetapowy, co oznacza duże zmniejszenie kosztów urządzeń w porównaniu z procesem dwuetapowym. Dodatkowa zaleta wynika z faktu, że absorpcję można prowadzić w stosunkowo niskiej temperaturze od 60 do 80 $^{\circ}\text{C}$ bez konieczności stosowania wymiennika ciepła, który w znanych procesach umieszczany jest zawsze między zużytym i zregenerowanym roztworem absorpcyjnym.

Tablica IV dotyczy różnych przypadków zastosowań, w których temperatura zużytego roztworu na początku regeneracji wynosi 75 do 120 $^{\circ}\text{C}$. Zwraca się uwagę, że przy temperaturze poniżej 106 $^{\circ}\text{C}$ regeneracja przebiega tylko za pomocą ciepła dostarczanego przez kocioł ponownego odparowywania w czasie fazy regeneracji. Jednakże ciepło to może być lepiej wykorzystane co daje mniejsze niż w znanych sposobach zużycie

ciepła. Jeżeli temperatura przekracza 106 $^{\circ}\text{C}$ ciepło powstałe w cyklu absorpcji jest również wykorzystane do regeneracji (to jest ciepło reakcji + ilość ciepła dostarczona w mieszaninie gazowej poddawanej oczyszczaniu — ilość ciepła stracona w chłodnicy). Przy temperaturze 106 $^{\circ}\text{C}$ odpowiadającej temperaturze roztworu absorpcyjnego przy końcu rozprężania i przy końcu regeneracji, faza absorpcji i faza regeneracji są od siebie termicznie niezależne. Zgodnie z tablicą V stan niezależności termicznej między oboma fazami pojawia się już przy temperaturze 95 $^{\circ}\text{C}$. Powyższe uwagi opisano poniżej dokładniej w oparciu o Fig. 2:

— $T_s \leq T_{pe}$: ciepło zużyte w drugiej kolumnie absorpcyjnej S jest dostarczone wyłącznie na kocioł ponownego odparowywania R, przez co unika się częściowo strat ciepła występujących w znanych procesach.

— $T_s < T_{pe}$: część ciepła zużytego w drugiej kolumnie regeneracyjnej S pochodzi z fazy absorpcji (ciepło reakcji + ciepło dostarczone przez oczyszczaną mieszaninę gazową — ilość ciepła straconego przez ochłodzenie roztworu absorpcyjnego).

— Zgodnie z zasadniczą cechą sposobu według wynalazku T_{pu} jest zawsze większe od T_s . Różnica $T_{pu} - T_{ps}$ wskazuje jaka ilość ciepła pierwszej części p wykorzystana jest w drugiej kolumnie absorpcyjnej S.

Przykład II. W przykładzie tym, zgodnie z Fig. 3, usuwa się dwustopniowo CO₂ i/lub H₂S. Fig. 3 różni się tym od Fig. 2, że strefy wprowadzenia części roztworu absorpcyjnego s i p po regeneracji znajdują się w górnej części lub na pewnym poziomie między dnem a górną częścią absorbera A.

Roztworem absorpcyjnym jest roztwór węgla potasowego aktywowanego glicyną. Zużyty roztwór opuszcza absorber przy temperaturze 111 $^{\circ}\text{C}$. Ciśnienie w pierwszej kolumnie regeneracyjnej P ustalone jest na 1,85 atm (odpowiednio temperatura zmienia się o około 18 $^{\circ}\text{C}$); w wyniku tego roztwór absorpcyjny o rzeczywistej temperaturze 111 $^{\circ}\text{C}$ i ciśnieniu 1,85 atm ma właściwości podobne jak roztwór o temperaturze 93 $^{\circ}\text{C}$ i ciśnieniu 1 atm. Wobec powyższego, zgodnie z tablicą I, praktycznie unika się straty ciepła w czasie rozprężania jak również straty powodowanej nadmiarem pary opuszczającej regenerator.

Pierwsza kolumna regeneracyjna P jest anan kolumną z wypełnieniem i jest ogrzewana z zewnątrz przez kocioł R do ponownego odparowywania. Niezbędna ilość ciepła jaka musi być dostarczona do regeneracji roztworu węgla potasowego aktywowanego glicyną do stopnia nawęglania równego 35%, wynosi od 35 do 40 kg pary/m³ roztworu. Roztwór absorpcyjny gazów, który ma być poddany oczyszczaniu, zawiera zwykle 18 do 22% CO₂ i przy ciśnieniu około 25 atm absorbuje do 22—25 części objętościowych CO₂/1 część objętościowa roztworu absorpcyjnego p.

Temperatura na dnie pierwszej kolumny regeneracyjnej P wynosi 122 $^{\circ}\text{C}$. Temperatura ta odpowiada temperaturze wrzenia przy ciśnieniu

1,85 atm. Następnie część p wprowadza się do komory rozprężającej E, gdzie następuje rozprężenie do ciśnienia atmosferycznego i wytwarza się jednocześnie z obniżeniem temperatury do 108°C 25,8 kg pary/m³ roztworu absorpcyjnego p.

W dwustopniowym procesie pokazanym na fig. 3 korzystne jest, gdy druga część s jest zregenerowana w wyższym stopniu i wprowadzona do szczytu absorbera, a pierwsza część p zregenerowana w niższym stopniu i wprowadzona do absorbera na poziomie pośrednim między szczytem i dnem.

Dla spełnienia powyższego, konieczne jest przy znanych sposobach, dostarczenie 110 kg pary/m³ drugiej części s. Dzięki temu drugą część regeneruje się do stopnia nawęglania równego 25%, przy czym dotyczy to roztworu węglanu potasowego aktywowanego glicyną. Tak więc uzyskuje się średnią absorpcję około 27 do 30 części objętościowych CO₂/1 część objętościową roztworu.

W konsekwencji podział roztworu absorpcyjnego na pierwszą część p dostarczającą 25,8 kg pary/m³ roztworu absorpcyjnego po rozprężeniu, oraz drugą część s, wymagającą do regeneracji 110 kg pary/m³, daje 81% pierwszej części i 19% drugiej części.

W rezultacie, pierwszą część p o temperaturze 108°C usuwa się z komory rozprężania E i bezpośrednio wprowadza, za pomocą pompy P1, do kolumny absorpcyjnej A na poziomie pośrednim między szczytem i dnem tej kolumny. Podobnie wysoko zregenerowaną część s usuwa się z dna kolumny S przy temperaturze 108°C i wprowadza za pomocą pompy P2 na szczyt kolumny absorpcyjnej. Ponieważ zgodnie z niniejszym przykładem dąży się do osiągnięcia wysokiego stopnia oczyszczenia mieszaniny gazowej tzn. 0,05 do 0,1% CO₂ w oczyszczonym gazie, korzystne jest ochłodzenie roztworu w chłodnicy do temperatury np. 50 do 70°C. W tym przypadku średnia temperatura obu części wynosi 98°C.

Absorber A jest zwykłą kolumną absorpcyjną zawierającą, jak widać na fig. 2, dwustopniową strefę absorpcyjną. W kolumnie tej roztwór absorpcyjny ogrzewa się od ciepła reakcji oraz od ciepła zawartego w oczyszczanej mieszaninie gazowej o około 13°C, to jest z 98°C do 111°C i przy tej temperaturze roztwór wypływa z dna kolumny absorpcyjnej. Roztwór absorpcyjny zawiera CO₂ i/lub H₂S zaabsorbowane z mieszaniny gazowej.

Zużycie ciepła w tym przykładzie jest równe ilości ciepła dostarczonego przez kocioł R do pierwszej części p, to jest (35 i odpowiednio 40) $\times 0,81 = 28,4$ i odpowiednio 32,4 kg pary/m³ połączonego roztworu absorpcyjnego.

Absorbuje się 24 części objętościowo CO₂ i odpowiednio 33 części objętościowo CO₂ na jedną część objętościową roztworu absorpcyjnego przy średniej wazonej 25,8 części objętościowych CO₂/1 część objętościową połączonego roztworu absorpcyjnego. Zużycie ciepła wynosi 1,11 i odpowiednio 1,26 kg pary/m³ CO₂ = 600 i odpowiednio 680 kcal/m³ CO₂. Jest to znaczna oszczędność w porównaniu z również prowadzonym w dwóch etapach „obiegiem

izotermicznym”, w którym zużycie ciepła wynosi 1100 i odpowiednio 1300 kcal/m³ CO₂.

Wydajność i wymiary kotła R do ponownego odparowywania są proporcjonalne do zużycia ciepła wynoszącego 680 i odpowiednio 680 kcal/m³ CO₂. Wydajność i wymiary chłodnicy CO₂ pierwszej kolumny regeneracyjnej odpowiadają tylko 20% ciepła dostarczonego przez kocioł R, podczas gdy pozostałe ciepło dostarczone do obiegu, uwalnia się na zewnątrz w górnej części drugiej kolumny S. To pozostałe ciepło może być również bezpośrednio oddane na zewnątrz z pominięciem chłodnicy. W większości przypadków można pogodzić się z utratą CO₂ w tym przypadku równą 24% całkowitej ilości. Ostatecznie większa część CO₂ (76%) jest zatrzymana w stanie sprężonym to jest przy ciśnieniu 1,85 atm.

Przykład III. W przykładzie tym, analogicznie jak w poprzednim, stosuje się urządzenie przedstawione na fig. 3, przy czym wysoko zregenerowaną drugą część s wprowadza się na szczyt dwustopniowego absorbera przy temperaturze 108°C, to jest bez chłodzenia.

Obliczenia przeprowadzone podobnie jak w przykładzie II dają rozkład części roztworu wynoszący 72,4% części pierwszej p i 27,6% części drugiej s, ciśnienie równe 2,45 atm na dnie pierwszej kolumny P oraz zużycie ciepła 520 i odpowiednio 590 kcal/m³ CO₂.

Przykład IV. W przykładzie tym, w odróżnieniu od przykładu II, ciśnienie w pierwszej kolumnie P jest równe ciśnieniu atmosferycznemu, a ciśnienie w kolumnie drugiej S jest mniejsze od atmosferycznego, to jest 0,75 atm, a temperatura wynosi 98°C. Roztwór absorpcyjny wypływający przy temperaturze 98°C z dna absorbera A dzieli się jak następuje: 77% pierwszej części p regenerowanej w kolumnie P przy ciśnieniu atmosferycznym i przy końcowej temperaturze 108°C, oraz 23% drugiej części s regenerowanej w drugiej kolumnie S przy ciśnieniu 0,57 atm i temperaturze 90°C odpowiadającej temperaturze wrzenia roztworu absorpcyjnego.

Drugą część s chłodzi się do 70°C w chłodnicy Cw i podaje do szczytu absorbera A. Pierwszą część p wprowadza się bezpośrednio do absorbera na poziomie pośrednim przy temperaturze 90°C. Zużycie ciepła wynosi 550 do 630 kcal/m³ CO₂.

Jak już wyjaśniono uprzednio, obniżone ciśnienie w drugiej kolumnie S wytwarza się korzystnie za pomocą człownika wykorzystując równocześnie energię zużytego i będącego pod ciśnieniem roztworu absorpcyjnego. Alternatywnie można ciepło zregenerowanego roztworu p wprowadzić do roztworu absorpcyjnego s za pomocą strumienia gazu np. powietrza, azotu lub gazów pozostałych po syntezie amoniaku, przy czym kolejno w kontakt ze strumieniem gazu wprowadza się pierwszą p, a następnie drugą część s.

Przykład V. W przykładzie tym sposób według wynalazku zastosowano w istniejącym już urządzeniu do oczyszczania w celu zmniejszenia ilości ciepła jakie trzeba dostarczyć oraz w celu uniknięcia konieczności stosowania

wymiennika ciepła. W tym przypadku oddzielenie H_2S wraz z towarzyszącym mu CO_2 określić można mianem „obiegu tradycyjnego”.

Urządzenie pracuje na roztworze węglanu potasowego aktywowanego glicyną, dwuetanoloaminą lub podobnymi składnikami. Równocześnie stosuje się monoetanoloaminę. Dane liczbowe dotyczące roztworu monoetanoloaminy podane są w nawiasach.

Urządzenie działające zgodnie ze znanym sposobem zawiera kolumnę absorpcyjną, z której zużyty roztwór wypływa przy temperaturze $65^\circ C$. Następnie roztwór zostaje podgrzany w wymienniku ciepła do około $98^\circ C$ i w tej temperaturze wprowadzony do kolumny regeneracyjnej. Kolumna regeneracyjna jest znaną kolumną z wypełnieniem, do której poprzez kocioł R dostarcza się około 100 kg pary/m^3 roztworu absorpcyjnego.

Roztwór absorpcyjny opuszcza regenerator w temperaturze około $108^\circ C$. Przepływa przez wymiennik ciepła, a następnie chłodnicę gdzie jego temperatura spada do $60,6^\circ C$ ($50,5^\circ C$), po czym roztwór zostaje wprowadzony do kolumny absorpcyjnej. W absorberze roztwór absorbuje około 15 części objętościowych $H_2S + CO_2$ i ogrzewa się około $4,5^\circ C$ ($14,5^\circ C$). Zgodnie z podanymi wyżej warunkami oraz warunkiem równowagi cieplnej w regeneratorze ilość ciepła uwolniona w górnej części kolumny wynosi około $40\,500$ – $41\,500 \text{ kcal/m}^3$ roztworu absorpcyjnego i odpowiednio $2\,700$ – $2\,770 \text{ kcal/m}^3$ $CO_2 + H_2S$. Ta ilość ciepła zostaje uwolniona na zewnątrz przez chłodnicę. Jeśli urządzenie ulegnie modyfikacji przez dodanie drugiej kolumny S, wówczas istniejąca kolumna regeneracyjna przejmie funkcję pierwszej kolumny P. Ciśnienie w pierwszej kolumnie P wynosi $3,78 \text{ atm}$, przy czym strata ciepła w górnej części kolumny zmniejsza się do $4\,860 \text{ kcal/m}^3$ roztworu absorpcyjnego, to jest do 342 cal/m^3 CO_2 . Dzięki temu ciśnieniu przebieg zjawisk w temperaturze $98^\circ C$ jest analogiczny jak w temperaturze $56^\circ C$ i ciśnieniu atmosferycznym.

Na dnie pierwszej kolumny regeneracyjnej P temperatura roztworu przyjmuje wartość $146^\circ C$. Ten wzrost temperatury możliwy jest dzięki temu, że nie występuje strata ciepła w górnej części kolumny. Ilość ciepła dostarczanego przez kocioł ponownego odparowywania pozostaje stała.

Następnie roztwór absorpcyjny rozpręża się do ciśnienia absorpcyjnego, przy czym jego temperatura spada do $106^\circ C$ i wytwarza się $68,7$ ($70,5$) kg pary/m^3 roztworu absorpcyjnego p. Parę tę wprowadza się do drugiej kolumny regeneracyjnej S.

Podział roztworu absorpcyjnego między pierwszą P i drugą S kolumny regeneracyjne jest następujący: 59 (63) % pierwszej części p i 41 (37) % drugiej części s, przy czym do drugiej kolumny S dostarcza się 100 (120) kg pary/m^3 roztworu. Zużycie ciepła jest znacznie mniejsze, to jest dostarczone ciepło wynosi tylko 59 ($75,5$) kg pary/m^3 połączonego roztworu absorpcyjnego p+s. To zużycie ciepła wynosi tylko 59 (63) % zużycia według sposobu poprzednio opisanego.

Jeśli natomiast z urządzenia usunie się wymiennik ciepła, pozostawiając pozostałe niezmi-

nione, wtedy ilość ciepła dostarczonego z zewnątrz wynosi 100 (120) kg pary/m^3 roztworu absorpcyjnego.

Przy tych warunkach fizycznych zwiększona ilość dostarczonego ciepła wynosząca 41 ($44,5$) kg pary/m^3 roztworu absorpcyjnego pozwala na wprowadzenie roztworu absorpcyjnego w fazę regeneracji przy temperaturze $74,2^\circ C$ ($73^\circ C$), zamiast jak poprzednio przy temperaturze $98^\circ C$. Jednocześnie obserwuje się znaczny wzrost ilości pary odpędzającej na dnie kolumny, co znacznie ulepsza stopień regeneracji.

Poniżej opisano w skrócie, dalsze możliwe przykłady modyfikacji prowadzenia procesu w oparciu o odmiany urządzenia zilustrowane poszczególnymi figurami rysunku.

Fig. 4 pokazuje przykład realizacji, zgodnie z którym drugą część s wprowadza się za pomocą pompy do pierwszej kolumny regeneracyjnej P na poziomie pośrednim między dnem a szczytem. Przykład ten pozwala na usunięcie wymiennika ciepła między zużytym i zregenerowanym roztworem absorpcyjnym. Funkcją wymiennika ciepła było oddanie na powrót ciepła zregenerowanego roztworu do górnej części regeneratora, co obecnie osiąga się za pomocą urządzenia przedstawionego na fig. 4. Roztwór absorpcyjny opuszczający absorber przy niskiej temperaturze (np. 50 do $70^\circ C$) podaje się bezpośrednio do kolumny regeneracyjnej P. Ciśnienie robocze w pierwszej kolumnie regeneracyjnej P jest podwyższone dla uniknięcia straty ciepła w czasie rozprężania oraz stworzenia możliwości zaabsorbowania pary związanej z uwolnionymi zanieczyszczeniami gazowymi. Po przejściu górnej części regeneracyjnej pierwszej kolumny P roztwór absorpcyjny dzieli się na dwie części. Pierwsza część p przepływa w dół pierwszej kolumny regeneracyjnej P podczas gdy druga część s zostaje wydzielona i wprowadzona do górnej części drugiej kolumny regeneracyjnej S. W drugiej kolumnie regeneracyjnej roztwór absorpcyjny podany jest działaniu pary napływającej z komory rozprężania E. Następnie drugą część s wprowadza się powtórnie na odpowiedni poziom pierwszej kolumny regeneracyjnej P za pomocą pompy PO, co jest zasadniczą różnicą w stosunku do przykładu na fig. 2. Punkt wprowadzenia wybiera się tak, aby roztwór absorpcyjny p spływający w dół kolumny oraz wprowadzony roztwór absorpcyjny s miały takie temperatury i stopnie regeneracji, aby dla obu składników na ich drodze do dna kolumny potrzebna była ta sama ilość ciepła dostarczana z kotła R.

Podział zużytego roztworu na części p i s może być również przeprowadzony na początku regeneracji, a nie tylko na poziomie pośrednim pierwszej kolumny regeneracyjnej P.

W obu przypadkach ciepło zawarte w zregenerowanym roztworze regeneracyjnym p+s zostaje wprowadzone do górnej części regeneratora, co przy znanych sposobach było zadaniem wymiennika ciepła, którego obecność wyeliminowano zgodnie z niniejszym sposobem. Ponadto zaletami niniejszego sposobu jest znaczne zmniejszenie stra-

ty ciepła w górnej części regeneratora oraz wielkości chłodnicy uwolnionych zanieczyszczeń gazowych.

Inny przykład realizacji sposobu zilustrowano na fig. 5 gdzie para utworzona w czasie rozprężania pierwszej części *p* służy nie tylko do regeneracji części *s* lecz również do ulepszenia regeneracji pierwszej części *p*. Pierwszą część *p* wypływającą z dna pierwszej kolumny regeneracyjnej *P* wprowadza się do komory rozprężania *E* przez zawór *B*, gdzie następuje rozprężenie do ciśnienia drugiej kolumny regeneracyjnej *S*. Wytworzoną przy rozprężaniu parę wprowadza się przewodem do dna kolumny *S* gdzie przepływa ona w kierunku do góry i regeneruje płynący w kierunku przeciwnym roztwór absorpcyjny. Roztwór absorpcyjny rozprężony w komorze *E* wprowadza się przewodem *L* przez zawór regulacyjny *h* do drugiej kolumny regeneracyjnej *S* na poziomie pośrednim, gdzie następuje dalsza regeneracja za pomocą poprzednio wytworzonej pary. W końcu roztwór absorpcyjny zbiera się na dnie kolumny i za pomocą pompy *P1* wprowadza do absorbera. Drugą część *s* regeneruje się w górnej części kolumny regeneracyjnej *S*. Część ta zbiera się na płycie oddzielającej *g*, skąd jest podawana do absorbera za pomocą pompy *P2*.

Przez regulację zaworu *h* można wprowadzić część pierwszej części *p* do górnej połowy drugiej kolumny regeneracyjnej *S* i jednocześnie zmniejszyć część roztworu absorpcyjnego wprowadzanej do dolnej strefy, w wyniku czego uzyskuje się wyższy stopień regeneracji.

Dalszą modyfikację prowadzenia sposobu zilustrowano za pomocą fig. 6. Ten przykład realizacji sposobu jest szczególnie korzystny w zastosowaniu do ulepszenia istniejącego już dwustopniowego urządzenia. Znanie urządzenie zaznaczono na fig. 6 cienkimi liniami. W celu realizacji sposobu według wynalazku wystarczy tylko dodanie drugiej kolumny regeneracyjnej *S* wykreślonej grubą linią, podczas gdy istniejąca już kolumna regeneracyjna spełni funkcję pierwszej kolumny *P*. Zużyty roztwór dzieli się na drugą część *s*, która sprowadza się do drugiej kolumny regeneracyjnej *S*, a pierwszą część *p* do pierwszej kolumny regeneracyjnej *P*. Następnie samą pierwszą część *p* dzieli się na wyjściu pierwszego stopnia kolumny jak następuje: pierwszą część podaje się w dół do drugiego stopnia *P2*, a następnie do drugiego stopnia kolumny absorpcyjnej *A2* na wyjściu tego stopnia, podczas gdy drugą część pierwszej części *p* łączy się z drugą częścią *s* i wprowadza razem do pierwszego stopnia kolumny absorpcyjnej *A1*.

Ostatecznie sposób według wynalazku można zastosować w połączeniu z urządzeniem znanym ze zgłoszenia Republiki Federalnej Niemiec DT-OS nr 19 35 712. W tym przypadku kolumna absorpcyjna podzielona jest na dwie strefy, górną strefę przeznaczoną do chemicznej absorpcji CO_2 , H_2S i/lub innych zanieczyszczeń gazowych oraz dolną strefę przeznaczoną do fizycznej absorpcji ciepła zawartego w mieszaninie gazowej przeznaczonej do oczyszczania, która w tym przypadku może mieć bardzo wysoką temperaturę.

Połączenie sposobu według wynalazku ze wspomnianym wyżej urządzeniem, ma korzystnie postać niżej opisaną. Połączony roztwór absorpcyjny *p+s* wprowadza się do górnej części kolumny absorpcyjnej gdzie w górnej strefie następuje chemiczna absorpcja CO_2 i/lub H_2S i/lub innych zanieczyszczeń gazowych. W końcowej części górnej strefy roztwór absorpcyjny dzieli się na dwie części. Pierwszą część usuwa się z kolumny absorpcyjnej i wprowadza do drugiej kolumny regeneracyjnej *S* przez co staje się ona drugą częścią *s*. Druga część *p* przepływa nadal w kierunku do dołu do dolnej strefy kolumny absorpcyjnej gdzie absorbuje ciepło zawarte w oczyszczanej mieszaninie gazowej. Następnie ogrzaną w ten sposób część wprowadza się do pierwszej kolumny regeneracyjnej *P*. Zregenerowane w ten sposób części *p* i *s* wprowadza się do wspomnianego wyżej stopnia absorpcyjnego. Zaletą tego sposobu realizacji jest to, że ciepło zawarte w oczyszczanej mieszaninie gazowej gromadzi się tylko w pierwszej części *p* i w warunkach fizycznych sprzyjających ponownemu wykorzystaniu tego ciepła w obiegu. Temperatura oczyszczanej mieszaniny gazowej może być także równa temperaturze przy jakiej opuszcza ona kocioł *R* pierwszej kolumny regeneracyjnej *P* (np. 120 do 125°C). Temperatura ta może być jednak znacznie wyższa.

Zgodnie z dalszym przykładem realizacji sposobu według wynalazku można podzielić roztwór na pierwszą i drugą część w fazie absorpcji, podobnie jak to uczyniono poprzednio. W tym celu jedną część roztworu absorpcyjnego wydziela się na dnie absorbera, a drugą część na poziomie pośrednim absorbera. Następnie obie części regeneruje się w pierwszej kolumnie regeneracyjnej *P* i drugiej kolumnie *S* w sposób poprzednio opisany. Część wydzieloną na pośrednim poziomie absorbera w korzystnym wykonaniu regeneruje się do wyższego stopnia w kolumnie *S* i na powrót wprowadza w górnej części absorbera po odpowiednim ochłodzeniu. Część wydzieloną na dnie absorbera korzystnie regeneruje się w kolumnie *P* w mniejszym stopniu i na powrót wprowadza do absorbera na poziomie pośrednim.

Zastrzeżenia patentowe

1. Sposób regeneracji roztworów absorpcyjnych stosowanych do usuwania lotnych zanieczyszczeń z mieszanin gazowych przez odpędzanie parą, **znamienny tym**, że regenerowany roztwór dzieli się na część pierwszą (*p*) i część drugą (*s*), które regeneruje się oddzielnie w pierwszej kolumnie regeneracyjnej (*P*) i w drugiej kolumnie regeneracyjnej (*S*), przy czym ciśnienie robocze w pierwszej kolumnie regeneracyjnej jest co najmniej o około 0,2 do 0,5 atm wyższe od ciśnienia w drugiej kolumnie regeneracyjnej, następnie pierwszą część (*p*) regeneruje się w pierwszej kolumnie regeneracyjnej (*P*) za pomocą ciepła dostarczanego z zewnątrz do dolnej części kolumny, a drugą część (*s*) regeneruje się w drugiej kolumnie regeneracyjnej (*S*) za pomocą ciepła uwolnionego ze

zregenerowanego roztworu opuszczającego pierwszą kolumnę regeneracyjną, zaś zregenerowane części odprowadza się do absorbera.

2. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że pierwszą część (p) opuszczającą pierwszą kolumnę regenerującą (P) podaje się do strefy rozprężania i rozpręża się, z wytworzeniem pary, do ciśnienia panującego w drugiej kolumnie regeneracyjnej, a wytworzona parę wprowadza się do drugiej kolumny regeneracyjnej w przeciwnym kierunku z drugą częścią (s) przepływającą w kierunku do dołu.

3. Sposób według zastrz. 2, **znamienny tym**, że w pierwszej kolumnie regeneracyjnej utrzymuje się takie ciśnienie, że różnica temperatur roztworu absorbującego na wejściu do kolumny i na wyjściu z niej wynosi 5 do 35°C.

4. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że część pierwszą (p) i drugą (s) łączy się po zregenerowaniu i obie części podaje się do kolumny absorpcyjnej.

5. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że tę z dwu części, która regeneruje się intensywniej, podaje się do szczytu kolumny absorpcyjnej, a pozostałą, słabiej zregenerowaną część podaje się do kolumny absorpcyjnej na średniej wysokości.

6. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że drugą część (s) regeneruje się w drugiej kolumnie regeneracyjnej (S) przy zmniejszonym ciśnieniu.

7. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że pierwszą część (p) opuszczającą pierwszą kolumnę regeneracyjną (P) wprowadza się w kontakt ze strumieniem gazu, po czym ten sam strumień gazu kontaktuje się z drugą częścią (s) w drugiej kolumnie regeneracyjnej (S).

8. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że pierwszą część rozpręża się wytwarzając parę, a otrzymaną parę oddziela się od roztworu absorpcyjnego i wprowadza się w kontakt z tą samą pierwszą częścią po rozprężeniu, a następnie wprowadza się w kontakt z drugą częścią.

9. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że pierwszą część (p) wprowadza się do dwustopniowej kolumny regeneracyjnej, którą to po przejściu przez pierwszy stopień regeneracji dzieli się na dwie części, z których pierwszą podaje się do

pierwszego stopnia absorpcji, a drugą do drugiego stopnia regeneracji, skąd drugą część podaje się do drugiego stopnia absorpcji, natomiast drugą część (s) podaje się do drugiej kolumny regeneracyjnej (S) po czym zregenerowaną drugą frakcję opuszczającą drugą kolumnę regeneracyjną łączy się z roztworem absorpcyjnym opuszczającym pierwszy stopień regeneracji i wspólnie podaje się na pierwszy stopień absorpcji.

10. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że cały roztwór absorpcyjny podaje się do pierwszej kolumny regeneracyjnej (P), po przejściu części tej kolumny roztwór dzieli się na część pierwszą (p) i drugą (s), po czym część pierwszą kieruje się dalej w dół pierwszej kolumny regeneracyjnej (P) i regeneruje się za pomocą ciepła dostarczanego ze źródła zewnętrznego, a drugą część (s) wprowadza się do drugiej kolumny regeneracyjnej (S), po czym zregenerowane części podaje się do stopnia absorpcji.

11. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że roztwór absorpcyjny dzieli się na części już w fazie absorpcji, przy czym część pierwszą (p) usuwa się z kolumny absorpcyjnej w pobliżu jej dna, a część drugą (s) usuwa się z kolumny na poziomie pośrednim między dnem i szczytem kolumny, następnie obie części regeneruje się w pierwszej i drugiej kolumnach regeneracyjnych, a po regeneracji łączy się je razem i podaje na szczyt kolumny absorpcyjnej.

12. Sposób według zastrz. 10, **znamienny tym**, że pierwszą część (p) wprowadza się po regeneracji do kolumny absorpcyjnej na poziomie pośrednim między dnem i szczytem tej kolumny, a drugą część (s) wprowadza się po regeneracji na szczyt tej kolumny.

13. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że drugą część (s) opuszczającą kolumnę regeneracyjną wprowadza się do pierwszej kolumny regeneracyjnej (P) na poziomie pośrednim między dnem i szczytem tej kolumny i miesza się z przepływającą w dół pierwszą częścią, po czym zmieszane części regeneruje się za pomocą ciepła dostarczonego ze źródła zewnętrznego, a połączone części pierwszą i drugą opuszczającą pierwszą kolumnę regeneracyjną wprowadza się do strefy absorpcji.

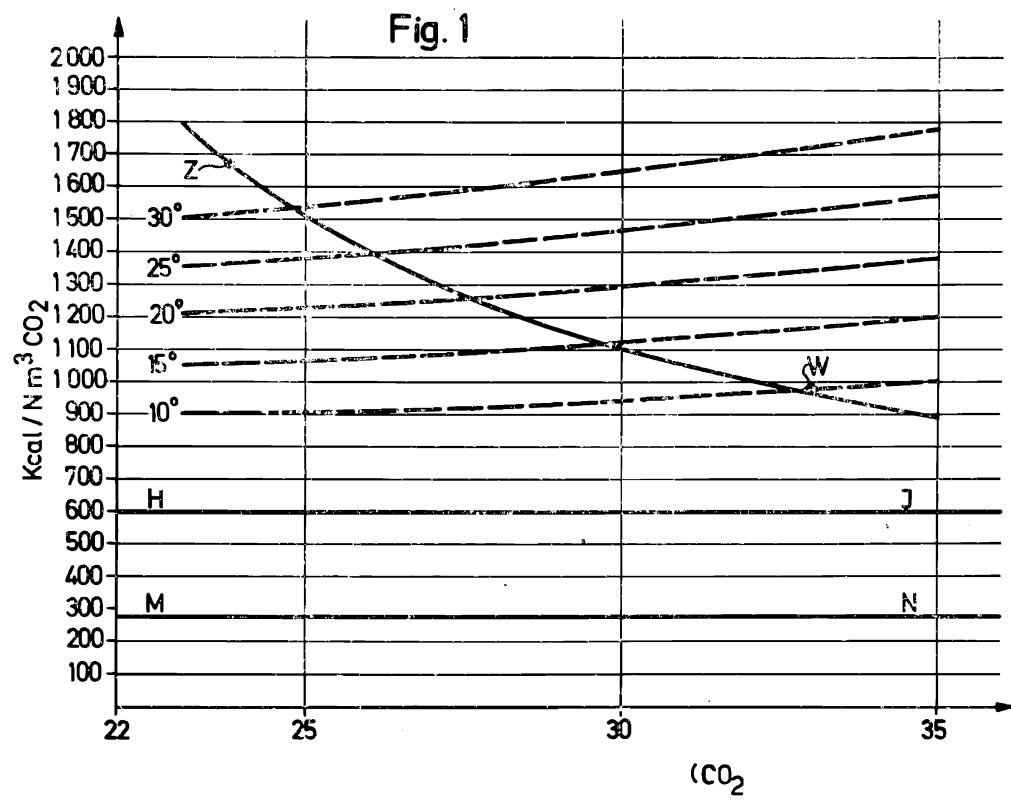


Fig. 2

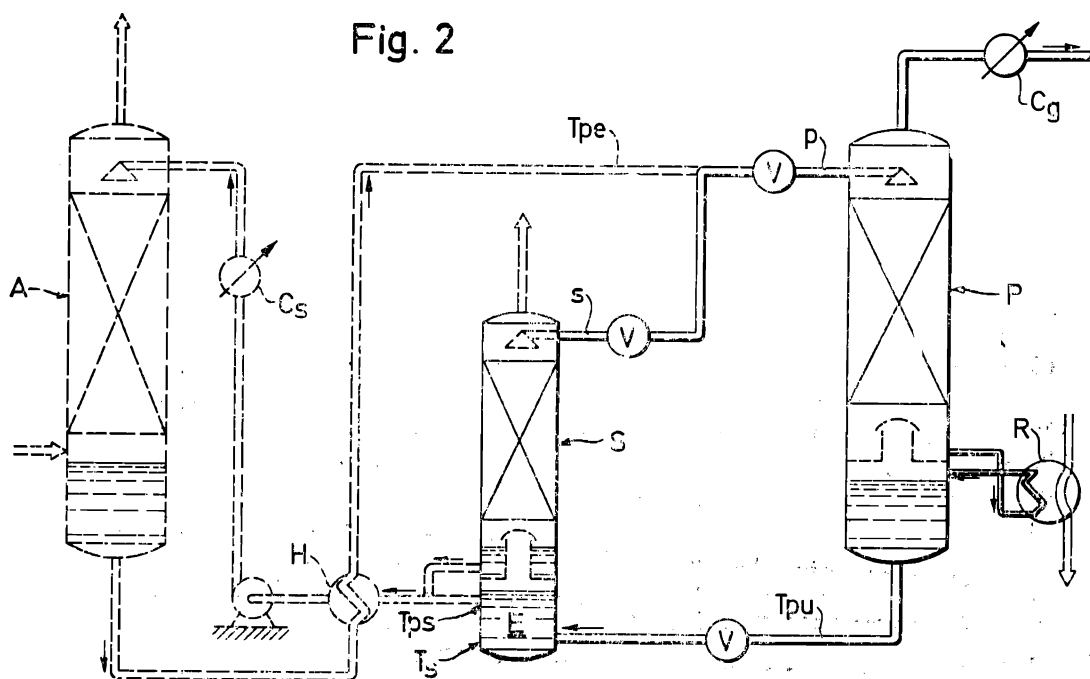
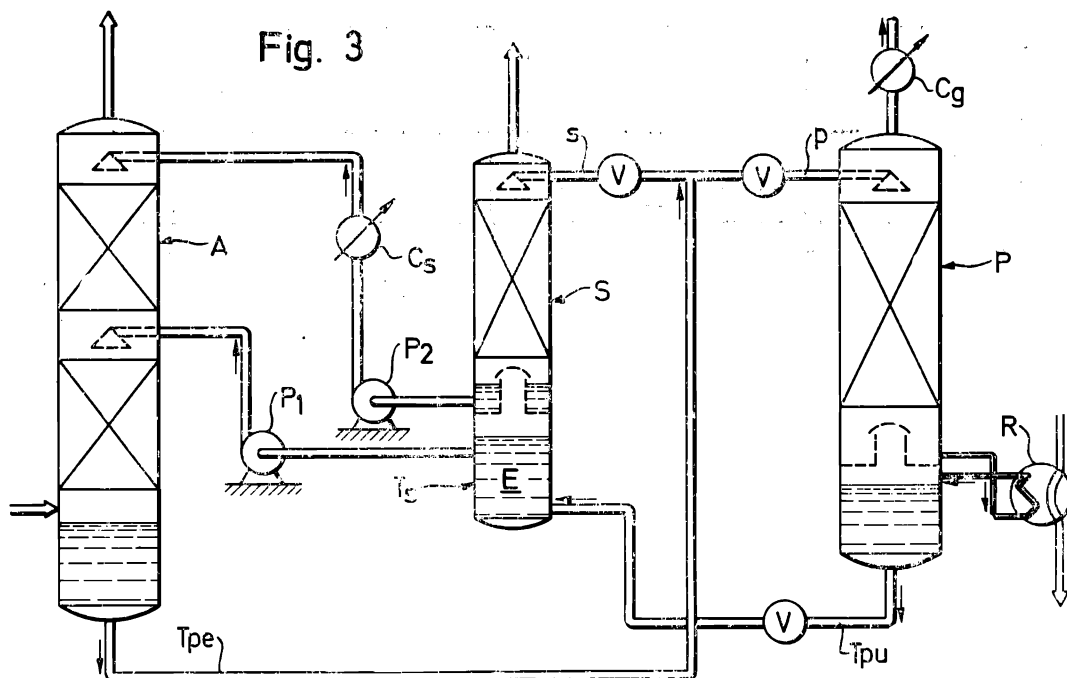


Fig. 3



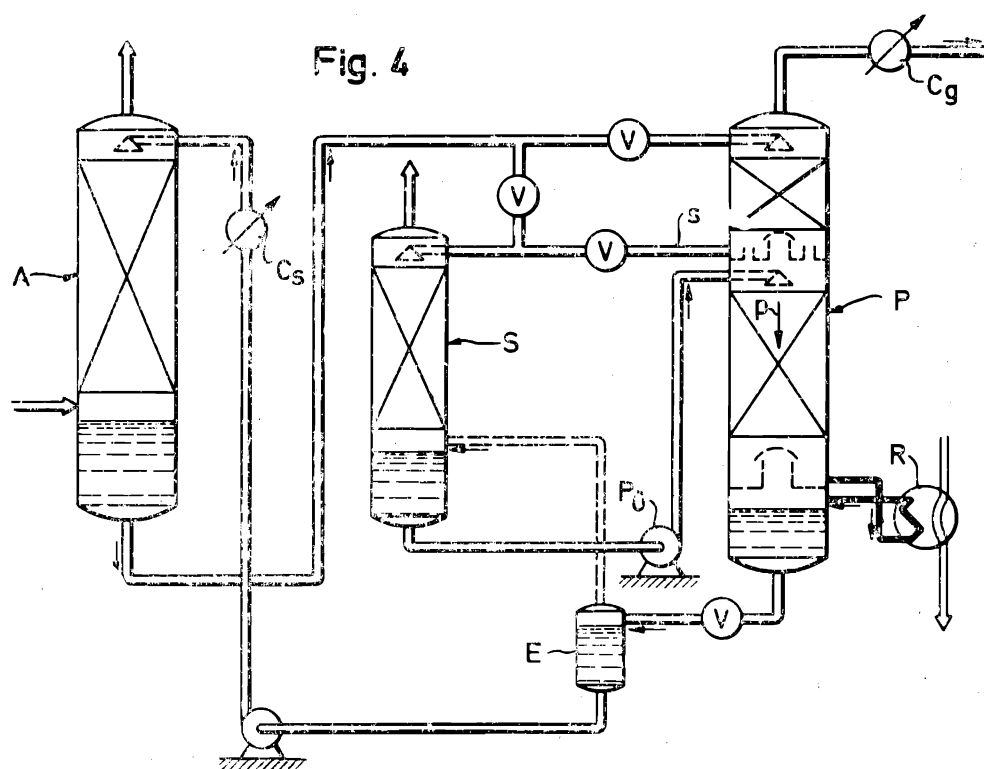


Fig. 5

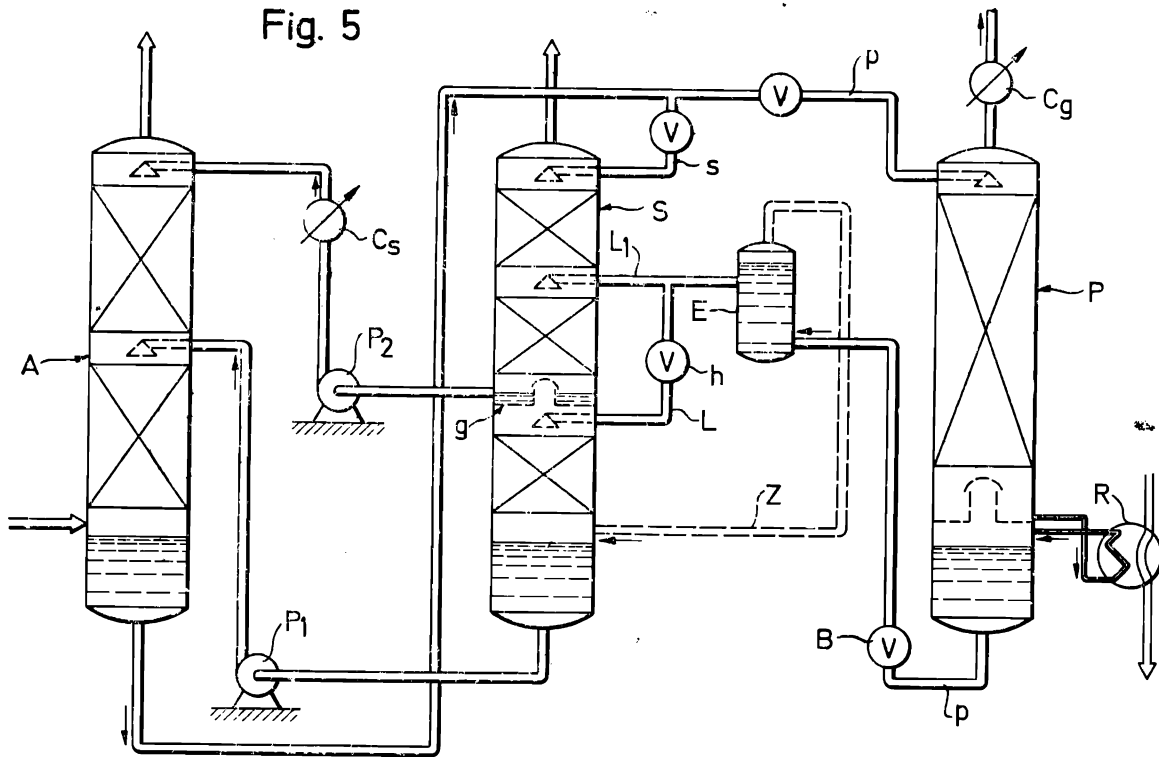
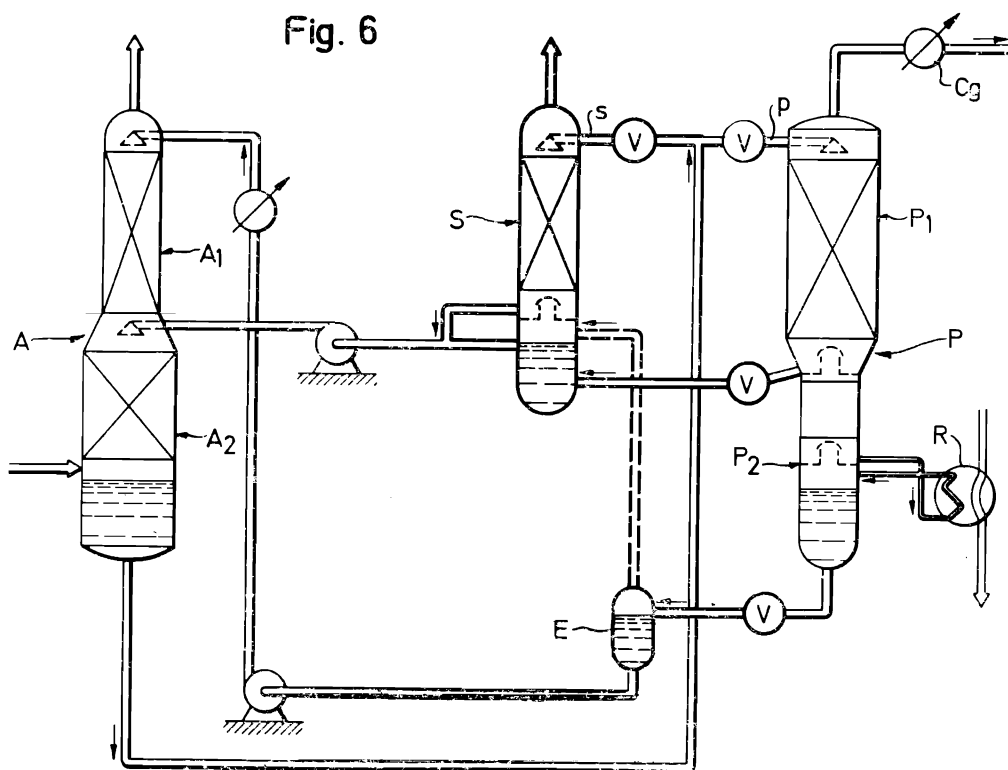


Fig. 6



ERRATA

Łam 8, wiersz 39

jest: wrzenia

powinno być: zurzytego

Łam 17, tablica IV, część „D”, trzecia rubryka

jest: 118.3⁰/1.63

powinno być: 118.3/1.63