



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 111867982 A

(43) 申请公布日 2020.10.30

(21) 申请号 201980018692.3

(22) 申请日 2019.03.12

(30) 优先权数据

62/641,721 2018.03.12 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2020.09.11

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2019/021735 2019.03.12

(87) PCT国际申请的公布数据

W02019/178016 EN 2019.09.19

(71) 申请人 懿华水处理技术有限责任公司

地址 美国宾夕法尼亚州

(72) 发明人 内森·安东尼奥

(74) 专利代理机构 北京安信方达知识产权代理有限公司 11262

代理人 李慧慧 郑霞

(51) Int.Cl.

C02F 1/24 (2006.01)

C02F 1/52 (2006.01)

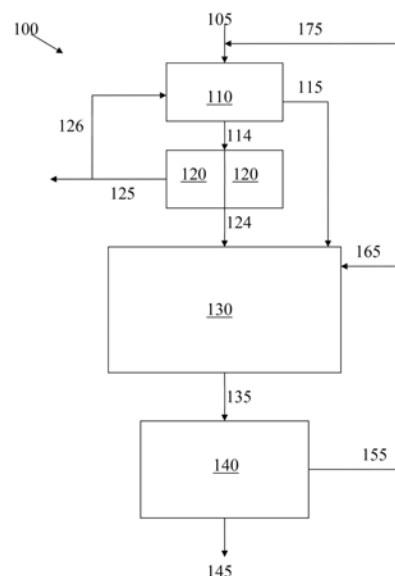
权利要求书4页 说明书27页 附图17页

(54) 发明名称

用于生物营养物去除的溶气浮选系统和方法

(57) 摘要

公开了一种废水处理系统,所述废水处理系统包括接触罐、溶气浮选单元、发酵单元和生物处理单元。还公开了一种通过将废水处理系统布置成使得浮选的生物固体在厌氧环境中发酵以及流体地连接生物处理单元以接收发酵的固体的至少一部分来改装废水处理系统的方法。该方法任选地包括提供发酵单元以及将发酵单元流体地连接至生物处理单元。还公开了一种处理废水的方法,所述方法包括将废水与活性污泥组合,从活性废水浮选生物固体,使浮选的生物固体发酵,以及用发酵的固体生物地处理流出物。还公开了一种有助于将可溶性有机碳递送至生物处理单元的方法。



1. 一种废水处理系统,包括:

接触罐,所述接触罐具有第一入口和出口,所述第一入口是可流体地连接至待处理的废水源的,所述接触罐被配置成用活性污泥处理所述废水,以形成第一混合液;

溶气浮选单元,所述溶气浮选单元具有流体地连接至所述接触罐的所述出口的第一入口、流体地连接至气体的源的所述第二入口、第一浮选的固体出口以及流出物出口,所述溶气浮选单元被配置成用所述气体处理所述第一混合液,以形成浮选的固体和流出物;

发酵单元,所述发酵单元具有流体地连接至所述第一浮选的固体出口的第一入口、和第一发酵的固体出口,所述发酵单元被配置成处理所述浮选的固体的至少一部分,以形成发酵的固体;以及

生物处理单元,所述生物处理单元具有流体地连接至所述流出物出口的第一入口、流体地连接至所述第一发酵的固体出口的第二入口、以及出口,所述生物处理单元被配置成用所述发酵的固体的至少一部分处理所述流出物,以形成第二混合液。

2. 如权利要求1所述的系统,其中所述接触罐具有第二入口,并且所述生物处理单元具有第三入口,所述系统还包括:

固体-液体分离单元,所述固体-液体分离单元具有流体地连接至所述生物处理单元的所述出口的入口、贫固体的流出物出口、流体地连接至所述接触罐的所述第二入口的第一返回活性污泥出口以及流体地连接至所述生物处理单元的所述第三入口的第二返回活性污泥出口,所述固体-液体分离单元被配置成处理来自第三混合液的固体,以形成贫固体的流出物和返回活性污泥。

3. 如权利要求1所述的系统,还包括筛网,所述筛网被定位在所述第一浮选的固体出口和所述发酵单元的所述第一入口之间,所述筛网被配置成保留非生物废物固体。

4. 如权利要求1所述的系统,其中所述溶气浮选单元还包括第二浮选的固体出口,并且所述发酵单元还包括第二发酵的固体出口,所述系统还包括:

厌氧消化器,所述厌氧消化器具有流体地连接至所述第二浮选的固体出口的第一入口、流体地连接至所述第二发酵的固体出口的第二入口、以及出口。

5. 如权利要求4所述的系统,还包括:

第一计量阀,所述第一计量阀被定位在所述第一发酵的固体出口和所述第二发酵的固体出口的上游;以及

第一控制器,所述第一控制器被可操作地连接至所述第一计量阀并且被配置成指示所述第一计量阀将所述发酵的固体选择性地分配至所述生物处理单元和所述厌氧消化器。

6. 如权利要求4所述的系统,还包括筛网,所述筛网被定位在所述第二浮选的固体出口和所述厌氧消化器的所述第一入口之间,所述筛网被配置成保留非生物废物固体。

7. 如权利要求1所述的系统,其中所述发酵单元还包括第三发酵的固体出口,并且所述接触罐还包括流体地连接至所述第三发酵的固体出口的第三入口。

8. 如权利要求7所述的系统,还包括筛网,所述筛网被定位在所述第三发酵的固体出口和所述接触罐的所述第三入口之间,所述筛网被配置成保留非生物废物固体。

9. 如权利要求1所述的系统,其中所述接触罐包括第二出口,并且所述生物处理单元包括:

厌氧区,所述厌氧区具有流体地连接至所述流出物出口的第一入口、和出口;

曝气的缺氧区,所述曝气的缺氧区具有流体地连接至所述接触罐的所述第二出口的第一入口、流体地连接至所述厌氧区的所述出口的第二入口、以及出口;以及

需氧区,所述需氧区具有流体地连接至所述曝气的缺氧区的所述出口的第一入口、流体地连接至所述流出物出口的第二入口、以及出口。

10.如权利要求9所述的系统,其中所述厌氧区和所述曝气的缺氧区中的至少一个具有流体地连接至所述第一发酵的固体出口的入口。

11.如权利要求10所述的系统,其中所述厌氧区具有流体地连接至所述第一发酵的固体出口的第二入口,并且所述曝气的缺氧区具有流体地连接至所述第一发酵的固体出口的第三入口,所述系统还包括:

第二计量阀,所述第二计量阀被定位在所述第一发酵的固体出口的下游;以及

第二控制器,所述第二控制器被可操作地连接至所述第二计量阀并且被配置成指示所述第二计量阀将所述发酵的固体选择性地分配至所述厌氧区和所述曝气的缺氧区。

12.如权利要求9所述的系统,其中所述生物处理单元还包括后缺氧区,所述后缺氧区具有流体地连接至所述需氧区的所述出口的第一入口、流体地连接至所述第一发酵的固体出口的第二入口、以及出口。

13.一种处理废水的方法,包括:

将所述废水引导至接触罐中并且将所述废水与活性污泥混合,以形成活性混合液;

将所述活性混合液引导至溶气浮选单元中并且将所述活性混合液分离,以形成浮选的生物固体和流出物;

将所述浮选的生物固体的第一部分选择性地引导至发酵单元中,并且将所述浮选的生物固体的第二部分选择性地引导至厌氧消化器中,并且使所述浮选的生物固体的所述第一部分在所述发酵单元中发酵,以形成发酵的固体;

将所述流出物引导至生物处理单元;以及

将所述发酵的固体的第一部分选择性地引导至所述生物处理单元中,并且将所述发酵的固体的第二部分选择性地引导至所述厌氧消化器中,并且在所述生物处理单元中用所述发酵的固体的所述第一部分生物地处理所述流出物,以形成生物处理的混合液。

14.如权利要求13所述的方法,还包括:

将所述生物处理的混合液引导至固体-液体分离单元中,并且将所述生物处理的混合液分离,以形成贫固体的流出物和所述活性污泥;

将所述活性污泥的第一部分引导至所述接触罐中;以及

将所述活性污泥的第二部分引导至所述生物处理单元中。

15.如权利要求13所述的方法,还包括从所述浮选的生物固体的所述第一部分和所述浮选的生物固体的第二部分中的至少一种中分离非生物废物固体。

16.如权利要求13所述的方法,还包括将所述发酵的固体的第三部分引导至所述接触罐中。

17.如权利要求16所述的方法,还包括从所述发酵的固体的所述第三部分中分离非生物废物固体。

18.如权利要求13所述的方法,其中所述发酵的固体的所述第一部分被选择性地引导至所述生物处理单元的厌氧区、曝气的缺氧区和后缺氧区中的至少一个中。

19. 如权利要求13所述的方法, 其中被引导至所述生物处理单元中的所述发酵的固体的所述第一部分的量响应于所述生物处理单元的所需的可溶性化学需氧量的确定被选择。

20. 如权利要求13所述的方法, 其中用所述发酵的固体的所述第一部分处理所述流出物包括当形成所述生物处理的混合液时减小所述流出物中的溶解的磷的浓度。

21. 一种改装废水处理系统的方法, 所述废水处理系统包括接触罐、溶气浮选单元以及生物处理单元, 所述方法包括:

将所述废水处理系统布置成使得来自所述溶气浮选单元的浮选的生物固体的至少一部分在厌氧环境中发酵, 以形成发酵的固体; 以及

将所述生物处理单元流体地连接, 以接收所述发酵的固体的至少一部分。

22. 如权利要求21所述的方法, 包括:

提供发酵单元;

将所述发酵单元流体地连接, 以接收所述浮选的生物固体的至少一部分; 以及

将所述生物处理单元流体地连接至所述发酵单元的至少一个发酵的固体出口。

23. 如权利要求22所述的方法, 还包括将厌氧消化器流体地连接至所述至少一个发酵的固体出口。

24. 如权利要求23所述的方法, 其中所述系统包括计量阀和控制器, 所述计量阀被定位在所述至少一个发酵的固体出口的下流, 所述控制器被可操作地连接至所述计量阀, 所述方法包括将所述控制器编程以响应于所述生物处理单元的目标可溶性化学需氧量的确定, 指示所述计量阀将所述发酵的固体选择性地引导至所述生物处理单元和所述厌氧消化器。

25. 如权利要求22所述的方法, 还包括将所述接触罐流体地连接至所述至少一个发酵的固体出口。

26. 一种有助于在废水处理系统中将可溶性有机碳递送至生物处理单元的方法, 所述废水处理系统包括接触罐、溶气浮选单元、生物处理单元以及厌氧消化器, 所述方法包括:

将所述接触罐流体地连接至待处理的废水源;

指示使用者确定所述生物处理单元的目标可溶性化学需氧量;

指示所述使用者操作所述溶气浮选单元以产生浮选的生物固体;

指示所述使用者操作所述废水处理系统以使所述浮选的生物固体的至少一部分发酵以产生发酵的固体; 以及

指示所述使用者响应于所述生物处理单元的可溶性化学需氧量的测量值在所述目标可溶性化学需氧量的容许范围之外, 将所述发酵的固体的第一部分选择性地引导至所述生物处理单元并且将所述发酵的固体的第二部分选择性地引导至所述厌氧消化器。

27. 如权利要求26所述的方法, 包括:

提供发酵单元, 所述发酵单元被配置成使所述浮选的生物固体的至少一部分发酵并且产生所述发酵的固体;

将所述发酵单元流体地连接, 以接收所述浮选的生物固体的至少一部分; 以及

将所述生物处理单元和所述厌氧消化器流体地连接至所述发酵单元的至少一个发酵的固体出口。

28. 如权利要求27所述的方法, 还包括提供控制器并且将所述控制器编程以足以将所述可溶性化学需氧量恢复到所述目标可溶性化学需氧量的容许范围内的量, 将所述发酵

的固体的所述第一部分选择性地引导至所述生物处理单元并且将所述发酵的固体的所述第二部分选择性地引导至所述厌氧消化器。

29. 如权利要求26所述的方法,还包括指示所述使用者测量溶解的磷在通过所述系统处理的废水中的浓度,以及指示所述使用者响应于所述溶解的磷的浓度的测量值在处理过的废水中的所述溶解的磷的目标浓度的容许范围之外,将所述发酵的固体的所述第一部分选择性地引导至所述生物处理单元并且将所述发酵的固体的所述第二部分选择性地引导至所述厌氧消化器。

用于生物营养物去除的溶气浮选系统和方法

[0001] 相关申请的交叉引用

[0002] 本申请根据35U.S.C. §119(e) 要求于2018年3月12日提交的标题为“Enhancement to Captivator System for Biological Nutrient Removal”的美国专利申请第62/641,721号的权益,该美国专利申请为了所有目的通过引用以其整体并入本文。

技术领域

[0003] 本文公开的方面和实施方案涉及用于处理废水的系统和方法。

[0004] 概述

[0005] 根据一个方面,提供了废水处理系统。废水处理系统可以包括接触罐、溶气浮选单元(dissolved air flotation unit)、发酵单元以及生物处理单元。接触罐可以具有第一入口和出口,所述第一入口是可流体地连接至待处理的废水源的。接触罐可以被配置成用活性污泥处理废水,以形成第一混合液。溶气浮选单元可以具有流体地连接至接触罐的出口的第一入口、流体地连接至气体的源的的第二入口、第一浮选的固体出口以及流出物出口。溶气浮选单元可以被配置成用气体处理第一混合液,以形成浮选的固体和流出物。发酵单元可以具有流体地连接至第一浮选的固体出口的第一入口、和第一发酵的固体出口。发酵单元可以被配置成处理浮选的固体的至少一部分,以形成发酵的固体。生物处理单元可以具有流体地连接至流出物出口的第一入口、流体地连接至第一发酵的固体出口的第二入口、以及出口。生物处理单元可以被配置成用发酵的固体的至少一部分处理流出物,以形成第二混合液。

[0006] 在某些实施方案中,接触罐可以具有第二入口,并且生物处理单元可以具有第三入口。该系统还可以包括固体-液体分离单元,所述固体-液体分离单元具有流体地连接至生物处理单元的出口的入口、贫固体的流出物出口、流体地连接至接触罐的第二入口的第一返回活性污泥出口(first return activated sludge outlet)以及流体地连接至生物处理单元的第三入口的第二返回活性污泥出口。固体-液体分离单元可以被配置成处理来自第三混合液的固体,以形成贫固体的流出物和返回活性污泥。

[0007] 该系统可以包括筛网,所述筛网被定位在第一浮选的固体出口和发酵单元的第一入口之间。筛网可以被配置成保留非生物废物固体(non-biological waste solid)。

[0008] 在某些实施方案中,溶气浮选单元还可以包括第二浮选的固体出口,并且发酵单元还可以包括第二发酵的固体出口。该系统还可以包括厌氧消化器,所述厌氧消化器具有流体地连接至第二浮选的固体的第一入口、流体地连接至第二发酵的固体出口的第二入口、以及出口。

[0009] 根据某些实施方案,该系统还可以包括第一计量阀(first metering valve),所述第一计量阀被定位在第一发酵的固体出口和第二发酵的固体出口的上游。该系统还可以包括第一控制器,所述第一控制器被可操作地连接至第一计量阀并且被配置成指示第一计量阀将发酵的固体选择性地分配至生物处理单元和厌氧消化器。

[0010] 该系统还可以包括筛网,所述筛网被定位在第二浮选的固体出口和厌氧消化器的

第一入口之间。筛网可以被配置成保留非生物废物固体。

[0011] 在某些实施方案中,发酵单元还可以包括第三发酵的固体出口,并且接触罐还可以包括第三入口,所述第三入口被流体地连接至第三发酵的固体出口。

[0012] 该系统还可以包括筛网,所述筛网被定位在第三发酵的固体出口和接触罐的第三入口之间。筛网可以被配置成保留非生物废物固体。

[0013] 根据某些实施方案,接触罐可以包括第二出口。生物处理单元可以包括厌氧区(anaerobic region)、曝气的缺氧区(aerated anoxic region)以及需氧区(aerobic region)。厌氧区可以具有流体地连接至流出物出口的第一入口、和出口。曝气的缺氧区可以具有流体地连接至接触罐的第二出口的第一入口、流体地连接至厌氧区的出口的入口、以及出口。需氧区可以具有流体地连接至曝气的缺氧区的出口的入口、流体地连接至流出物出口的第二入口、以及出口。

[0014] 在某些实施方案中,厌氧区和曝气的缺氧区中的至少一个可以具有流体地连接至第一发酵的固体出口的入口。

[0015] 厌氧区可以具有流体地连接至第一发酵的固体出口的入口,并且曝气的缺氧区可以具有流体地连接至第一发酵的固体出口的第三入口。该系统还可以包括第二计量阀,所述第二计量阀被定位在第一发酵的固体出口的下游。该系统还可以包括第二控制器,所述第二控制器被可操作地连接至第二计量阀并且被配置成指示第二计量阀将发酵的固体选择性地分配至厌氧区和曝气的缺氧区。

[0016] 生物处理单元还可以包括后缺氧区(post-anoxic region),所述后缺氧区具有流体地连接至需氧区的出口的入口、流体地连接至第一发酵的固体出口的入口、以及出口。

[0017] 根据另一个方面,提供了一种处理废水的方法。该方法可以包括将废水引导至接触罐中并且将废水与活性污泥混合,以形成活性混合液。该方法可以包括将活性混合液引导至溶气浮选单元中并且将活性混合液分离,以形成浮选的生物固体和流出物。该方法可以包括将浮选的生物固体的第一部分选择性地引导至发酵单元中,并且将浮选的生物固体的第二部分选择性地引导至厌氧消化器中,并且使浮选的生物固体的第一部分在发酵单元中发酵,以形成发酵的固体。该方法可以包括将流出物引导至生物处理单元。该方法可以包括将发酵的固体的第一部分选择性地引导至生物处理单元中,并且将发酵的固体的第二部分选择性地引导至厌氧消化器中,并且在生物处理单元中用发酵的固体的第一部分生物地处理流出物,以形成生物处理的混合液。

[0018] 该方法还可以包括将生物处理的混合液引导至固体-液体分离单元中,并且将生物处理的混合液分离,以形成贫固体的流出物和活性污泥。该方法可以包括将活性污泥的第一部分引导至接触罐中。该方法可以包括将活性污泥的第二部分引导至生物处理单元中。

[0019] 根据某些方面,该方法还可以包括从浮选的生物固体的第一部分和浮选的生物固体的第二部分中的至少一种中分离非生物废物固体。

[0020] 该方法可以包括将发酵的固体的第三部分引导至接触罐中。

[0021] 该方法可以包括从发酵的固体的第三部分中分离非生物废物固体。

[0022] 在某些实施方案中,发酵的固体的第一部分可以被选择性地引导至生物处理单元

的厌氧区、曝气的缺氧区和后缺氧区中的至少一个中。

[0023] 被引导至生物处理单元中的发酵的固体的第一部分的量可以响应于生物处理单元的目标可溶性化学需氧量(target soluble chemical oxygen demand)的确定被选择。

[0024] 在某些实施方案中,用发酵的固体的第一部分处理流出物可以包括当形成生物处理的混合液时减小流出物中的溶解的磷的浓度。

[0025] 根据另一个方面,提供了一种改装(retrofit)废水处理系统的方法,所述废水处理系统包括接触罐、溶气浮选单元以及生物处理单元。该方法可以包括将废水处理系统布置成使得来自溶气浮选单元的浮选的生物固体的至少一部分在厌氧环境中发酵,以形成发酵的固体。该方法可以包括将生物处理单元流体地连接,以接收发酵的固体的至少一部分。

[0026] 在某些实施方案中,该方法可以包括提供发酵单元。该方法可以包括将发酵单元流体地连接,以接收浮选的生物固体的至少一部分。该方法可以包括将生物处理单元流体地连接至发酵单元的至少一个发酵的固体出口。

[0027] 该方法还可以包括将厌氧消化器流体地连接至至少一个发酵的固体出口。

[0028] 在某些实施方案中,该系统包括计量阀和控制器,所述计量阀被定位在至少一个发酵的固体出口的下游,所述控制器被可操作地连接至计量阀。该方法可以包括将控制器编程以响应于生物处理单元的所需的可溶性化学需氧量的确定,指示计量阀将发酵的固体选择性地引导至生物处理单元和厌氧消化器。

[0029] 该方法还可以包括将接触罐流体地连接至至少一个发酵的固体出口。

[0030] 根据另一个方面,提供了一种有助于在废水处理系统中将可溶性有机碳(soluble organic carbon)递送至生物处理单元的方法,所述废水处理系统包括接触罐、溶气浮选单元、生物处理单元以及厌氧消化器。该方法可以包括将接触罐流体地连接至待处理的废水源。该方法可以包括指示使用者确定生物处理单元的目标可溶性化学需氧量。该方法可以包括指示使用者操作溶气浮选单元以产生浮选的生物固体。该方法可以包括指示使用者响应于生物处理单元的可溶性化学需氧量的测量值在目标可溶性化学需氧量的容许范围(tolerance)之外,将发酵的固体的第一部分选择性地引导至生物处理单元并且将发酵的固体的第二部分选择性地引导至厌氧消化器。

[0031] 在某些实施方案中,该方法可以包括提供发酵单元,所述发酵单元被配置成使浮选的生物固体的至少一部分发酵并且产生发酵的固体。该方法可以包括将发酵单元流体地连接,以接收浮选的生物固体的至少一部分。该方法可以包括将生物处理单元和厌氧消化器流体地连接至发酵单元的至少一个发酵的固体出口。

[0032] 该方法还可以包括提供控制器。该方法还可以包括将控制器编程以足以将可溶性化学需氧量恢复到目标可溶性化学需氧量的容许范围内的量,将发酵的固体的第一部选择性地引导至生物处理单元并且将发酵的固体的第二部分选择性地引导至厌氧消化器。

[0033] 在某些实施方案中,该方法还可以包括指示使用者测量溶解的磷在通过该系统处理的废水中的浓度,以及指示使用者响应于溶解的磷的浓度的测量值在处理过的废水中的溶解的磷的目标浓度的容许范围之外,将发酵的固体的第一部分选择性地引导至生物处理单元并且将发酵的固体的第二部分选择性地引导至厌氧消化器。

[0034] 附图简述

[0035] 附图不意图按比例绘制。在附图中,在各个图中图示的每个相同的部件或几乎相

同的部件由相同的数字表示。为了清楚的目的,在每个图中不是每个部件都可以被标记。在附图中:

- [0036] 图1是根据一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0037] 图2是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0038] 图3是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0039] 图4是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0040] 图5是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0041] 图6是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0042] 图7是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0043] 图8是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0044] 图9是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0045] 图10是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0046] 图11图示出了根据一种实施方案的系统的测试的第一组结果;
- [0047] 图12图示出了根据一种实施方案的系统的测试的第二组结果;
- [0048] 图13是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0049] 图14是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0050] 图15是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;
- [0051] 图16是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图;以及
- [0052] 图17是根据另一种实施方案的废水处理系统的方框流程图。

[0053] 详述

[0054] 本发明在其应用中不限于在以下描述中阐述的或在附图中图示出的构造和部件的布置的细节。本发明能够进行其他实施方案并且能够以多种方式实践或实施。另外,本文使用的措辞和术语是为了描述的目的而不应当视为是限制性的。在本文中“包括(including)”、“包括(comprising)”、“具有(having)”、“包含(containing)”、“涉及(involving)”及其变形的使用意指涵盖其后列出的项目及其等效物以及另外的项目。

[0055] 当在本文中使用术语时,“上游”单元操作指的是在第二单元操作之前、对经历处理的流体进行的第一单元操作。类似地,“上游”处理容器或其部分指的是在第二处理容器或其部分中进行的第二单元操作之前、其中进行第一单元操作的第一处理容器或其部分。“下游”单元操作指的是在第一单元操作之后、对经历处理的流体进行的第二单元操作。类似地,“下游”处理容器或其部分指的是在第一处理容器或其部分中进行的第一单元操作之后、其中进行第二单元操作的第二处理容器或其部分。具有与下游单元操作和/或下游处理容器的入口“直接流体连通”的出口的上游单元操作和/或上游处理容器将从上游单元操作和/或上游处理容器的出口输出的材料引导至下游单元操作和/或下游处理容器的入口中,而不对材料进行任何干预操作。在本文中被描述为与第二单元操作和/或第二处理容器流体连通的第一单元操作和/或第一处理容器应当被理解为与第二单元操作和/或第二处理容器直接流体连通,除非以其他方式明确地描述。在第一单元操作和/或第一处理容器与第二单元操作和/或第二处理容器之间提供流体连通的导管将被理解为在第一单元操作和/或第一处理容器与第二单元操作和/或第二处理容器之间提供直接流体连通,除非以其他方式明确地描述。

[0056] 本文公开的多种单元操作和/或处理容器将流体和/或污泥分离成富固体的部分(solids-rich portion)和贫固体的部分(solids-lean portion),其中贫固体的部分具有比富固体的部分更低的固体浓度。当在本文中使用术语时,单元操作和/或处理容器的“流出物”指的是分离的流体和/或污泥的贫固体的部分。材料的“再循环”指的是将材料从下游单元操作和/或下游处理容器的出口引导至下游单元操作和/或下游处理容器的上游的单元操作和/或处理容器的入口。

[0057] 标题为“Contact Stabilization/Prime Float Hybrid”和“Enhanced Biosorption of Wastewater Organics Using Dissolved Air Flotation with Solids Recycle”的美国专利序号8,808,544和10,131,550分别为了所有目的通过引用以其整体并入本文。

[0058] 本发明的方面和实施方案涉及用于处理废水的系统和方法。如本文中所使用的,术语“废水”包括例如城市废水、工业废水、农业废水和任何其他形式的包含不期望的污染物的待处理的液体。本发明的方面和实施方案可以用于初级废水处理、二级废水处理或两者。本发明的方面和实施方案可以从废水中去除足够的污染物以产生产物水,该产物水可以用于例如灌溉水、饮用水、冷却水、锅炉水箱水(boiler tank water)或用于其他目的。

[0059] 在某些实施方案中,与常规的生物废水处理系统相比,本文公开的设备和方法提供了关于例如资本成本、操作成本和环境友好的优点。在某些实施方案中,溶气浮选系统被包括在进入生物废水处理系统的废水的主流中。溶气浮选系统可以在废水进入废水处理系统的生物处理部分之前从废水中去除显著量的生物需氧量(biological oxygen demand),例如颗粒生物需氧量。与常规的废水处理系统相比,这提供了用于给定的废水流的废水处理系统的生物处理部分的尺寸的减小以及相称的用于整个系统的降低的资本成本。溶气浮选系统的使用还降低了处理系统的生物处理部分中对曝气(aeration)的需求,以实现废水的生物需氧量的氧化,这降低了操作成本。由处理系统的生物处理部分产生的废物污泥的量也减少,这减少了将需要被处置或以其他方式另外被处理的废物的量。在溶气浮选系统中从废水中去除的材料可以被用于产生能量,例如,在下游厌氧消化系统中以生物气的形式的能量。生物气可以通过燃烧或通过例如燃料电池中使用来提供可出售的能量。

[0060] 根据本发明的实施方案,提供了一种有助于废水处理系统的增加的操作效率(operating efficiency)的方法。该方法包括在废水处理系统中配置在接触罐和生物处理单元之间流体连通的溶气浮选(DAF)单元,以从由接触罐输出的第一混合液的一部分中去除固体,之后第一混合液的该部分进入生物处理单元,并且将固体的至少一部分再循环至接触罐,与不存在将固体的至少一部分再循环至接触罐的情况下操作废水处理系统相比,将固体的至少一部分再循环至接触罐减少了待在生物处理单元中处理的生物需氧量的量。

[0061] 在某些实施方案中,多于50%的固体从DAF单元再循环至接触罐。

[0062] 在某些实施方案中,该方法包括以足以增加废水处理系统的厌氧消化器的生物气产生的量将固体从DAF单元再循环至接触罐,所述厌氧消化器具有与DAF单元的出口流体连通的入口,在DAF单元中被去除的固体的至少第二部分被引导至厌氧消化器中。

[0063] 在某些实施方案中,该方法包括以足以减少废水处理系统的能量消耗的量,将固体从DAF单元再循环至接触罐。

[0064] 根据本发明的实施方案,提供了废水处理系统。废水处理系统包括接触罐和溶气浮选罐,所述接触罐具有第一入口、第二入口以及出口,所述溶气浮选罐具有与接触罐的出口流体连通的入口、第一出口以及第二出口。废水处理系统还包括曝气的缺氧罐和需氧罐,所述曝气的缺氧罐具有与接触罐的出口流体连通的第一入口、第二入口以及出口,所述需氧罐具有与曝气的缺氧罐的出口流体连通的第一入口、与溶气浮选罐的第一出口流体连通的第二入口以及出口。废水处理系统还包括澄清器,所述澄清器具有与需氧罐的出口流体连通的入口以及与接触罐的第二入口和曝气的缺氧罐的第二入口流体连通的出口。

[0065] 根据本发明的另一种实施方案,提供了处理废水的方法。该方法包括将废水引入到接触罐中,将废水与活性污泥在接触罐中混合以形成混合液,将混合液的第一部分输送至溶气浮选罐,将混合液的第一部分在溶气浮选罐中分离以形成溶气浮选罐流出物和废物生物固体,将混合液的第二部分输送至曝气的缺氧处理罐,将混合液的第二部分在曝气的缺氧处理罐中生物地处理以形成缺氧的混合液(anoxic mixed liquor),将缺氧的混合液输送至需氧处理罐,将溶气浮选罐流出物输送至需氧处理罐,将缺氧的混合液和溶气浮选罐流出物在需氧处理罐中生物地处理以形成需氧的混合液,将需氧的混合液输送至澄清器,将需氧的混合液在澄清器中分离以形成澄清的流出物和返回活性污泥,将返回活性污泥的第一部分再循环至接触罐,以及将返回活性污泥的第二部分再循环至曝气的缺氧处理罐。

[0066] 根据本发明的实施方案,提供了废水处理系统。废水处理系统包括接触罐,所述接触罐具有被配置成接收待处理的废水的第一入口、第二入口以及出口。接触罐被配置成将待处理的废水与活性污泥混合,以形成第一混合液。该系统还包括DAF单元,所述DAF单元具有与接触罐的出口流体连通的入口、固体出口、DAF单元流出物出口以及气体入口。气体入口被配置成将气体引入到DAF单元中,以有助于来自第一混合液的悬浮物质的浮选并且从DAF单元中去除悬浮物质。固体出口与接触罐的第一入口流体连通,并且被配置成将悬浮物质的至少一部分从DAF单元转移至接触罐的第一入口。该系统还包括生物处理单元,所述生物处理单元具有与接触罐的出口流体连通的第一入口、第二入口、与DAF单元流出物出口流体连通的第三入口以及出口。生物处理单元被配置成将第一混合液和来自DAF单元的流出物的有机组分生物地分解,以形成第二混合液。该系统还包括澄清器,所述澄清器具有与生物处理单元的出口流体连通的入口、流出物出口以及与接触罐的第二入口和生物处理单元的第二入口流体连通的返回活性污泥出口。澄清器被配置成通过流出物出口输出澄清的流出物,并且通过返回活性污泥出口输出返回活性污泥。

[0067] 根据废水处理系统的某些方面,生物处理单元包括曝气的缺氧区和需氧区,所述曝气的缺氧区具有与接触罐的出口流体连通的第一入口、第二入口以及出口,所述需氧区具有与曝气的缺氧区的出口流体连通的第一入口、与DAF单元流出物出口流体连通的第二入口以及出口。

[0068] 根据废水处理系统的某些方面,曝气的缺氧区和需氧区被包括在同一处理罐中。

[0069] 根据废水处理系统的某些方面,曝气的缺氧区和需氧区通过分隔物(partition)隔开。

[0070] 根据废水处理系统的某些方面,曝气的缺氧区被包括在第一处理罐中,而需氧区被包括在不同于第一处理罐的第二处理罐中。

[0071] 根据废水处理系统的某些方面,废水处理系统包括与第二子系统物理地隔开的第一子系统,所述第一子系统包括接触罐和DAF单元,所述第二子系统包括生物处理单元和澄清器。

[0072] 根据废水处理系统的某些方面,接触罐和曝气的缺氧区被包括在同一罐中。

[0073] 根据废水处理系统的某些方面,废水处理系统还包括厌氧消化器,所述厌氧消化器具有与DAF单元的固体出口流体连通的入口和出口。

[0074] 根据废水处理系统的某些方面,厌氧消化器的出口与接触罐和生物处理单元中的至少一个流体连通。

[0075] 根据废水处理系统的某些方面,废水处理系统还包括初级澄清器(primary clarifier),所述初级澄清器具有与待处理的废水源流体连通的入口和与接触罐流体连通的贫固体出口。

[0076] 根据废水处理系统的某些方面,废水处理系统还包括增稠器,所述增稠器具有与初级澄清器的富固体出口流体连通的入口和与厌氧消化器流体连通的出口。

[0077] 根据废水处理系统的某些方面,初级澄清器还包括与DAF单元流体连通的富固体出口。

[0078] 根据本发明的另一种实施方案,提供了处理废水的方法。该方法包括将废水引入到包含活性污泥的接触罐中,将废水与活性污泥在接触罐中混合以形成混合液,以及将混合液的第一部分引导至DAF单元。该方法还包括在DAF单元中将混合液的第一部分分离以形成DAF单元流出物和分离的生物固体,将分离的生物固体的至少一部分从DAF单元引导至接触罐,将混合液的第二部分引导至生物处理单元,将DAF单元流出物引导至生物处理单元,在生物处理单元中将混合液和DAF单元流出物生物地处理以形成生物处理的混合液,以及将生物处理的混合液引导至澄清器。该方法还包括在澄清器中将生物处理的混合液分离以形成澄清的流出物和返回活性污泥,将返回活性污泥的第一部分再循环至接触罐,将返回活性污泥的第二部分再循环至生物处理单元,以及将澄清的流出物引导至处理过的废水出口。

[0079] 根据处理废水的方法的某些方面,其中生物处理单元包括曝气的缺氧处理单元和需氧处理单元,该方法还包括将混合液的第二部分引导至曝气的缺氧处理单元,在曝气的缺氧处理单元中处理混合液的第二部分以形成缺氧的混合液,将缺氧的混合液引导至需氧处理单元,将DAF单元流出物引导至需氧处理单元,在需氧处理罐中处理缺氧的混合液和DAF单元流出物以形成需氧的混合液,将需氧的混合液引导至澄清器,在澄清器中将需氧的混合液分离以形成澄清的流出物和返回活性污泥,以及将返回活性污泥的第二部分再循环至曝气的缺氧处理单元。

[0080] 根据处理废水的方法的某些方面,返回活性污泥的第一部分和返回活性污泥的第二部分构成在澄清器中形成的所有返回活性污泥的约100%。

[0081] 根据处理废水的方法的某些方面,返回活性污泥的第一部分构成从澄清器再循环的所有返回活性污泥的约10%和约20%之间。

[0082] 根据处理废水的方法的某些方面,混合液的第一部分构成在接触罐中形成的所有混合液的约三分之一和约三分之二之间。

[0083] 根据处理废水的方法的某些方面,DAF单元从混合液的第一部分中去除混合液的

第一部分中的约60%和约100%之间的悬浮固体。

[0084] 根据处理废水的方法的某些方面,基于生物处理单元中细菌的浓度来调节DAF单元中去除的悬浮固体的量。

[0085] 根据处理废水的方法的某些方面,DAF单元从混合液的第一部分中去除混合液的第一部分中的约40%和约80%之间的生物需氧量。

[0086] 根据处理废水的方法的某些方面,该方法还包括在厌氧消化器中处理废物生物固体的至少一部分,以产生厌氧消化的污泥。

[0087] 根据处理废水的方法的某些方面,该方法还包括将厌氧消化的污泥的至少一部分再循环至接触罐和生物处理单元中的至少一个。

[0088] 根据处理废水的方法的某些方面,该方法还包括将待处理的水分离成贫固体的部分和富固体的部分,将富固体的部分引导至增稠器中以产生富固体输出和贫固体的流出物,将贫固体的部分引导至接触罐中,将来自增稠器的富固体输出引导至厌氧消化器中,以及将增稠器的贫固体的流出物引导至接触罐中。

[0089] 根据本发明的另一种实施方案,提供了一种有助于废水处理系统的增加的操作效率的方法。该方法包括在废水处理系统中提供在接触罐和生物处理单元之间流体连通的DAF单元,DAF单元被配置成从由接触罐输出的第一混合液的一部分中去除固体,之后第一混合液的该部分进入生物处理单元,并且将固体的至少一部分再循环至接触罐,与在不存在DAF单元的情况下操作废水处理系统相比,减少了待在生物处理单元中处理的生物需氧量的量;以及提供与生物处理单元的下游流体连通的固体-液体分离单元,以将由从生物处理单元输出的混合液形成的返回活性污泥再循环至接触罐。

[0090] 根据某些方面,该方法还包括提供约10%和约20%之间的所形成的返回活性污泥,以再循环至接触罐。

[0091] 根据某些方面,该方法还包括基于生物处理单元中的细菌的浓度来调节再循环至接触罐的返回活性污泥的量。

[0092] 根据某些方面,该方法还包括提供厌氧消化器,所述厌氧消化器具有与DAF单元的出口流体连通的入口和与接触罐的入口和生物处理单元的入口中的至少一个流体连通的出口。

[0093] 通常以100指示的第一实施方案在图1中图示出。来自废水源105的废水通过接触罐的入口被引导至接触罐110中。在接触罐110中,废水与通过导管175从下文描述的下游生物处理工艺中再循环的活性污泥混合。在某些实施方案中,接触罐110被曝气,以有助于废水和活性污泥的混合。曝气气体可以是含氧气体,例如空气。接触罐110可以被提供有充足的氧气,使得在接触罐110的至少一部分中维持需氧条件。例如,接触罐110可以被曝气。在其他实施方案中,接触罐110可以不被曝气。在废水中的悬浮的和溶解的固体,包括可氧化的生物材料(在本文中被称作生物需氧量,或BOD)被吸附/吸收到接触罐中的活性污泥中,形成第一混合液。BOD的一部分还可以在接触罐110中被氧化。废水在接触罐中的停留时间可以足以使大部分的BOD被活性污泥吸附/吸收,但是不会长到发生显著量的BOD的氧化。在某些实施方案中,例如,进入接触罐110的BOD中的少于约10%在接触罐中被氧化。废水在接触罐中的停留时间在某些实施方案中是从约30分钟至约两小时,并且在某些实施方案中是从约45分钟至约一小时。停留时间可以取决于诸如流入的废水的BOD的因素来调节。在接触

罐110中,具有较高的BOD的废水可能需要比具有较低的BOD的废水更长时间的处理。

[0094] 在接触罐中形成的第一混合液的第一部分通过导管114被引导至溶气浮选 (DAF) 系统120中。DAF系统可以包括被配置成进行如下文描述的溶气浮选操作的容器、罐或其他开放的或封闭的安全壳单元 (containment unit)。为了简单起见,溶气浮选系统在本文中将被称为“DAF单元”。DAF单元120可以作为增稠器和澄清器两者起作用。图1图示出了并行地操作的两个DAF单元120,然而,其他实施方案可以具有单个DAF单元或多于两个DAF单元。提供多个DAF单元使得如果DAF单元中的一个因清洁或维护而停止服务,能够为系统提供继续操作。

[0095] 在进入DAF单元之前,空气或另一种气体可以在压力下溶解在第一混合液中。当第一混合液进入DAF单元120时,压力可以被释放,导致气体从溶液中逸出并且在混合液中产生气泡。在某些实施方案中,不是将气体溶解到第一混合液中,而是将流体 (例如,具有溶解在其中的气体例如空气的水) 与第一混合液一起引入到DAF单元120中。在第一混合液和含气体的流体混合后,产生气泡。在DAF单元120中形成的气泡粘附至第一混合液中的悬浮物质,导致悬浮物质浮选至DAF单元120中的液体的表面,在那里它可以通过例如撇取器 (skimmer) 被去除。

[0096] 在某些实施方案中,在引入到DAF单元120中之前或之后,第一混合液被定量给料 (dose with) 促凝剂 (coagulant), 例如氯化铁或硫酸铝。促凝剂有助于第一混合液中的悬浮物质的絮凝。

[0097] 在DAF单元120中,存在于流入的第一混合液中的固体的至少一部分,包括来自流入的废水和来自再循环的活性污泥的固体,通过溶气浮选工艺被去除。可以存在于第一混合液中的任何油的至少一部分还可以在DAF单元120中被去除。在某些实施方案中,被引入到DAF单元120中的第一混合液中的悬浮固体的大部分,例如约60%或更多、约75%或更多、或约90%或更多被去除,并且BOD的约40%或更多,例如约50%或更多或约75%或更多被去除。BOD的去除可以包括在第一混合液中的缠绊 (enmeshment) 和吸附和/或BOD的氧化以及反应产物诸如二氧化碳和水的形成。在其他实施方案中,悬浮固体的高达约100%在DAF单元120中被去除,并且BOD的大部分例如高达约80%被去除。

[0098] 在某些实施方案中,在DAF单元120中被去除的悬浮固体作为废物固体通过导管125被送出系统。这些废物固体可以被处置,或在某些实施方案中,可以在下游工艺,例如厌氧消化工艺或厌氧膜生物反应器中被处理,以产生有用的产物,例如生物气和/或可使用的产物水。

[0099] 在其他实施方案中,在DAF单元120中被去除的悬浮固体的至少一部分通过导管125和导管126被再循环回至接触罐110。导管126可以如图示的从导管125分支,或者可以被连接至DAF单元120的第三出口,在这种情况下,在DAF单元120中被去除的悬浮固体仅通过导管126被再循环回至接触罐110。从DAF单元120再循环至接触罐110的固体的量可以在从DAF单元120中的第一混合液中去除的固体的总量的从约1%至约100%的范围内。从DAF单元120再循环至接触罐110的固体的量可以从DAF单元120中的第一混合液中去除的固体的总量的大部分,例如,从DAF单元120中的第一混合液中去除的固体的总量的大于约50%、在约50%和约95%之间、或在约60%和约80%之间。

[0100] 将在DAF单元120中去除的固体再循环至接触罐110与包括DAF单元的废水处理系

统的常规操作相反。典型地,DAF单元用于废水处理系统,以从废水中去除固体,从而减少对这些去除的固体的生物处理的需求,并且通过例如减少需要被供应至曝气的生物处理容器以氧化去除的固体的空气的量来减少废水处理系统的能量需要。与废水处理系统的常规操作相反的是将在DAF单元中从来自接触罐的混合液中分离的浮选的固体再引入回到接触罐。典型地,在DAF单元中从来自接触罐的混合液中分离固体之后,将分离的固体再引入到接触罐中的混合液中并且迫使固体在DAF单元中经历相同的分离过程,将降低系统的效率。从DAF单元至DAF单元的直接上游的接触罐的这样的固体再循环将导致对较大的接触罐容量和较大的DAF单元容量的需求。从DAF单元至DAF单元的直接上游的接触罐的这样的固体再循环还将需要更多的空气流至DAF单元,以去除除了在不存在固体再循环的情况下将存在的任何固体之外的来自混合液的再循环的固体。然而,已经发现,可以通过将在DAF单元中去除的固体反直觉地再引入回到废水处理系统的接触罐中来实现益处,混合液从所述接触罐被供应至DAF单元。

[0101] 例如,与不包括从DAF单元120至接触罐110的固体再循环的方法相比,通过将由DAF单元120去除的固体再循环至接触罐110,接触罐110中的总悬浮固体(TSS)的量可以增加。与具有较低的TSS水平的接触罐110相比,接触罐110中增加的TSS水平可以提供另外的可溶性BOD以被吸附在接触罐110中。在某些实施方案中,接触罐110中的期望的TSS水平可以在约1,200mg/L和约3,500mg/L之间。

[0102] 由于接触罐110中较高的TSS水平(这由固体从DAF单元120再循环至接触罐110所导致),接触罐110中的另外的可溶性BOD的去除提供了该另外的BOD作为固体在DAF单元120中的去除。在DAF单元120中作为固体被去除的另外的BOD可以被引导至厌氧消化器(例如,图4中图示出的厌氧消化器490)而不被引导至曝气的生物处理单元(例如,生物处理单元130),从而减少对生物处理单元中的曝气功率(aeration power)的需求并且增加可以在厌氧消化器中产生的生物气的量。

[0103] 当用来自DAF单元120的再循环的固体供应时,接触罐110可以具有在约15分钟和约一小时之间的水力保留时间(HRT)和在约0.5天和约两天之间的固体保留时间(SRT),以有效地吸附可溶性BOD。在其他实施方案中,接触罐中的SRT可以在约0.2天和约0.4天之间。当接触罐110包括在约1,200mg/L和约3,500mg/L之间的范围内的TSS时,接触罐中的污泥龄(sludge age)(SRT)可以在从约一天至约两天的范围内。

[0104] 将在DAF单元120中去除的固体再循环至接触罐110提供了接触罐110作为高效活性污泥系统起作用,而DAF单元120作为固体-液体分离器起作用。将在DAF单元120中去除的固体再循环至接触罐110提供了在接触罐110中比在其中从DAF单元120中去除的固体不被再循环至接触罐的系统中BOD的更大的氧化,因为再循环至接触罐的固体包括能够氧化BOD的活细菌。例如,在其中在DAF单元120中去除的固体被再循环至接触罐110的系统和方法中,流入至接触罐110的废水中的大于约10%的BOD的氧化可以在接触罐110中被氧化。因此,将在DAF单元120中去除的固体再循环至接触罐110可以减少在下游单元操作中例如在下文讨论的生物处理单元130中需要被处理的BOD的量,从而减少了对下游单元操作的功率需求。接触罐110的SRT可以被调节以优化颗粒、胶体和可溶性BOD级分的BOD去除。

[0105] 来自DAF单元120的流出物通过导管124被引导至生物处理单元130中,所述生物处理单元130可以包括一个或更多个处理罐。在某些实施方案中,生物处理单元130可以包括

接触稳定容器(contact stabilization vessel)。流出物的一部分可以被再循环(再循环系统未在图1中示出),以将气泡供应至DAF单元120。可以将气体溶解到流出物的再循环的部分中,然后将该部分引导回到DAF单元120中并与流入的第一混合液混合。

[0106] 在接触罐中形成的第一混合液的第二部分通过导管115被引导至生物处理单元130中。在某些实施方案中,在接触罐中形成的第一混合液的约一半被引导至DAF单元120中,并且在接触罐中形成的第一混合液的约一半通过导管115被引导至生物处理单元130中。在其他实施方案中,在接触罐中形成的第一混合液的约三分之一和三分之二之间被引导至DAF单元120中,并且在接触罐中形成的第一混合液的剩余部分通过导管115被引导至生物处理单元130中。与生物处理单元130相反,被引导至DAF单元120中的第一混合液的量可以基于诸如第一混合液的浓度和第一混合液在接触罐110中缠拌BOD时的有效性的因素而变化。

[0107] 例如,如果期望在DAF单元120中去除较大量的固体而不是较小量的固体,则当第一混合液具有较低的固体浓度而不是较高的固体浓度时,来自接触罐的第一混合液的较大部分将被引导至DAF单元120。类似地,如果期望在DAF单元120中去除较大量的BOD而不是较小量的BOD,则当第一混合液在接触罐110中在缠拌BOD时具有较小的有效性而不是较大的有效性时,来自接触罐的第一混合液的较大部分将被引导至DAF单元120。

[0108] 在生物处理单元130中,来自DAF单元120的流出物和在接触罐110中形成的第一混合液被合并以形成被生物处理的第二混合液。在某些实施方案中,在生物处理单元130中第二混合液的生物处理包括第二混合液中的BOD的氧化。为此目的,氧气可以通过用含氧气体例如空气曝气被供应至生物处理单元130中的第二混合液。在某些实施方案中,生物处理单元130供应有充足的氧气,用于在生物处理单元130中产生需氧条件。在其他实施方案中,供应的氧气的量不足以满足第二混合液的全部需氧量,并且生物处理单元130或其至少一部分可以维持在缺氧条件或厌氧条件中。第二混合液的硝化和反硝化可以发生在曝气的生物处理单元130的不同部分中。第二混合液在生物处理单元130中的停留时间可以足以氧化第二混合液中的大体上所有的BOD。第二混合液在生物处理单元130中的停留时间可以从约三小时至约八小时。如果待处理的流入的废水和/或第二混合液包含高水平的BOD,则该停留时间可以增加,或者如果待处理的流入的废水和/或第二混合液包含低水平的BOD,则该停留时间可以减少。

[0109] 来自生物处理单元130的生物处理的混合液通过导管135被引导至分离设备中,所述分离设备可以包括例如澄清器140、重力分离设备和/或另一种形式的分离设备。来自澄清器140的流出物可以通过导管145被引导至产物水出口,或者被送去用于进一步处理。在澄清器中与流出物分离的活性污泥可以通过导管155和导管175在上游被再循环回至系统的废水入口、废水源和/或接触罐110,和/或通过导管155和导管165被再循环回至生物处理单元130。在某些实施方案中,在澄清器中分离的活性污泥的100%在上游被再循环。在某些实施方案中,再循环的污泥的约10%和约20%之间通过导管175被引导至废水入口和接触罐,并且再循环的污泥的约80%和90%之间通过导管165被引导至生物处理单元130中。当进入的废水具有高水平的BOD时和/或当再循环的污泥在接触罐110中在缠拌BOD时是更低效的而不是更有效的时,通过导管175被引导至废水入口和接触罐的再循环的污泥的量可以被设定在该范围的较上端。当进入的废水具有低水平的BOD时和/或当再循环的污泥在接

触罐110中在缠拌BOD时是更有效的而不是更低效的时,通过导管175被引导至废水入口和接触罐的再循环的污泥的量可以被设定在该范围的较下端。

[0110] 在澄清器140中分离的再循环至接触罐110和/或生物处理单元130的活性污泥的量还可以基于来自接触罐110的被引导至DAF单元120的第一混合液的部分、在DAF单元120中被去除的活性污泥的量和/或在DAF单元120中被去除的再循环至接触罐110的活性污泥的量来调节。被再循环至接触罐110和/或生物处理单元130的活性污泥的量可以是这样的量,该量等于或大于维持生物处理单元130中的期望的细菌群体,以在期望的时间范围内对第二混合液进行生物处理和/或在处理系统的操作暂时中断的情况下防止细菌群体的耗尽所需的量。例如,被再循环至接触罐110或生物处理单元130的活性污泥的量可以被设定为使得充足的包含细菌的固体存在于生物处理单元130中,以导致在生物处理单元130中在约一天和约10天之间的SRT。类似地,被引导至DAF单元120中的第一混合液的量或部分可以基于从澄清器140再循环的活性污泥的量、DAF单元120中的固体的去除效率和/或生物处理单元130中的一种或更多种类型的细菌的浓度来调节,以例如在生物处理单元130中建立或维持期望的细菌群体。

[0111] 在图1中图示出的实施方案中,以及在下文描述的另外的实施方案中,应当理解,图示出的各种导管可以根据需要设置有例如泵、阀、传感器和控制系统,以控制穿过其中的流体的流动。为了简单起见,这些控制元件未在图中图示出。

[0112] 在通常以图2中的200指示的另一种实施方案中,生物处理单元130包括需氧区150和曝气的缺氧区160。需氧区150在曝气的缺氧区160的下游流体连通,并且从曝气的缺氧区接收生物处理的缺氧的混合液。在某些实施方案中,需氧区150可以与曝气的缺氧区160在同一容器或罐中形成,并且通过分隔物或堰(weir)195彼此隔开。在其他实施方案中,需氧区150可以与曝气的缺氧区160物理地隔开。例如,需氧区150和曝气的缺氧区160可以占据不同的容器或罐,或者可以以其他方式彼此隔开。在另外的实施方案中,接触罐110可以与曝气的缺氧区160组合在同一罐中。

[0113] 在图2的系统中,来自DAF单元120的流出物被引导至需氧区150中,而不首先穿过曝气的缺氧区160。在其他实施方案中,来自DAF单元120的流出物可以被引入到曝气的缺氧区160中,并且然后被引导至需氧区150中。

[0114] 通常以300指示的另一种实施方案在图3中图示出。在该实施方案中,废水处理系统300被分成两个单独的但相互连接的子系统,一个子系统300A包括接触罐210和DAF单元220,并且第二子系统300B包括生物处理单元230和分离设备240。在第一子系统300A中,来自废水源205A的流入的废水被引导至接触罐210中。在接触罐中,废水与通过导管275从包括在下文描述的子系统300B中的生物处理过程再循环的活性污泥混合。在某些实施方案中,接触罐210被曝气,以有助于废水和活性污泥的混合。废水中的悬浮的和溶解的固体被吸附/吸收到接触罐210中的活性污泥中,形成第一混合液。流入的废水中的BOD的一部分可以在接触罐210中被氧化。废水在接触罐中的停留时间可以足以使大部分的BOD被活性污泥吸附/吸收,但是不会长到发生显著量的BOD的氧化。在某些实施方案中,例如,进入接触罐210的BOD中的少于约10%在接触罐中被氧化。废水在接触罐中的停留时间在某些实施方案中是从约30分钟至约两小时,并且在某些实施方案中是从约45分钟至约一小时。停留时间可以取决于诸如流入的废水的BOD的因素来调节。在接触罐210中,具有较高的BOD的废水可

能需要比具有较低的BOD的废水更长时间的处理。

[0115] 在接触罐中形成的第一混合液的第一部分通过导管214被引导至DAF单元220中。图3图示出了并行地操作的两个DAF单元220,然而,其他实施方案可以具有单个DAF单元或多于两个DAF单元。提供多个DAF单元使得如果DAF单元中的一个因清洁或维护而停止服务,能够为系统提供继续操作。在接触罐中形成的第一混合液的第二部分通过导管215被引导至第二子系统300B中的生物处理单元230中。在某些实施方案中,在接触罐中形成的第一混合液的约一半被引导至DAF单元220中,并且在接触罐中形成的第一混合液的约一半通过导管215被引导至生物处理单元230中。在其他实施方案中,在接触罐中形成的第一混合液的约三分之一和三分之二之间被引导至DAF单元220中,并且在接触罐中形成的第一混合液的剩余部分通过导管215被引导至生物处理单元230中。与生物处理单元230相反,被引导至DAF单元220中的第一混合液的量可以基于诸如第一混合液的浓度和第一混合液在接触罐210中缠绊BOD时的有效性的因素而变化。

[0116] 在DAF单元220中,存在于流入的第一混合液中的固体的至少一部分,包括来自流入的废水和来自再循环的活性污泥的固体,通过溶气浮选工艺诸如上文参考DAF单元120描述的工艺被去除。去除的悬浮固体可以作为废物固体通过废物导管225被送出系统。这些废物固体可以被处置或在下游工艺例如厌氧消化工艺或厌氧膜生物反应器中被处理,以产生生物气和/或可使用的产物水。来自DAF单元220的流出物被引导至出口224,从所述出口224,流出物可以被用作产物水或被送去用于进一步处理。

[0117] 在某些实施方案中,在DAF单元220中从第一混合液中去除的悬浮固体的一部分可以通过导管225和导管226以与上文参考图1描述的在DAF单元120中去除的悬浮固体再循环至接触罐110类似的方式被再循环至接触罐210。

[0118] 在第二子系统300B中,来自废水源205B的流入的废水被引入到生物处理单元230中。废水源205B可以与废水源205A相同或不同。在生物处理单元230中,废水和在接触罐210中形成的第一混合液被合并以形成被生物处理的第二混合液。在某些实施方案中,在生物处理单元230中第二混合液的生物处理可以包括第二混合液中的BOD的氧化。为此目的,氧气可以通过用含氧气体例如空气曝气被供应至生物处理单元230中的第二混合液。在某些实施方案中,生物处理单元230供应有充足的氧气,用于在生物处理单元230中产生需氧条件。在其他实施方案中,供应的氧气的量不足以满足第二混合液的全部需氧量,并且生物处理单元230或其至少一部分可以维持在缺氧条件或厌氧条件中。第二混合液的反硝化和反硝化可以发生在曝气的生物处理单元230的不同部分中。

[0119] 第二混合液在生物处理罐230中的停留时间可以是从约三小时至约八小时。如果待处理的流入的废水和/或第二混合液包含高水平的BOD,则该停留时间可以增加,或者如果废水和/或第二混合液包含低水平的BOD,则该停留时间可以减少。

[0120] 来自生物处理单元230的生物处理的混合液通过导管235被引导至分离设备中,所述分离设备可以包括例如澄清器240。来自澄清器240的流出物可以通过导管245被引导至产物水出口,或者被送去用于进一步处理。在澄清器中与流出物分离的活性污泥可以通过导管255在上游被再循环回至生物处理单元230和/或子系统300A中的接触罐210。在某些实施方案中,在澄清器中分离的活性污泥的约100%在上游被再循环。在某些实施方案中,再循环的污泥的从约10%至约20%通过导管275被引导至废水入口和接触罐,并且再循环的

污泥的从约80%至约90%通过导管265被引导至生物处理单元230中。

[0121] 在废水处理系统中利用如上文描述的DAF单元提供了相比于在没有DAF单元的情况下操作的类似的废水处理系统的若干优点。因为DAF单元从流入的废水中去除相当大一部分的悬浮固体而不需要氧化这些固体,所以系统的其他部件的尺寸可以减小,导致系统的较低的资本成本。例如,初级澄清器可以从废水处理系统中省略。由于待从系统中去除的氧化的固体的减少的量,最终的澄清器诸如澄清器140的尺寸可以减小,在某些实施方案中减小约50%。因为较少量的BOD进入生物处理单元(例如,生物处理单元130),所以生物处理单元的尺寸可以减小,在某些实施方案中减小约30%。在生物处理单元中对氧气也存在较少的需求,这允许生物处理单元中曝气系统的容量和功率需求也减少,在某些实施方案中减少约30%。处理系统的部件的减小的尺寸提供了系统的减小的占用面积(footprint)。例如,具有处理3500万加仑/天(MGD)的废水(具有200mg/L的流入的BOD)的容量的废水处理厂在常规的设计方法的情况下将需要约150,000ft²的处理单元;在本发明的实施方案的情况下,占用面积可以减小至约75,000ft²。

[0122] 在根据本发明的系统和方法的其他实施方案中,废水处理系统,诸如上文描述的那些系统中的任一种,还可以包括厌氧处理单元(厌氧消化器)。可以在废水处理系统的一种或更多种配置中使用的厌氧系统的部件或部分的非限制性实例包括但不限于来自Evoqua Water Technologies的DYSTOR®消化器气体保持器系统、CROWN®分解系统、PEARL®消化器气体混合系统、PFT®螺旋导向的消化器气体保持器、PFT®垂直导向的消化器保持器、DUO-DECK™浮选消化器盖以及PFT®加热器和热交换器系统。

[0123] 厌氧消化器可以用于处理来自废水处理系统的一个或更多个其他处理单元的混合液,该混合液可以包含悬浮固体、污泥和/或富固体的流体流或贫固体的流体流。在厌氧消化器中产生的厌氧处理的污泥的至少一部分可以被再循环回至废水处理系统的一个或更多个其他处理单元。厌氧消化器和相关的再循环流的性质和功能可以类似于在标题为“Hybrid aerobic and anaerobic wastewater and sludge treatment systems and methods”的美国专利第8,894,856号中描述的那些性质和功能,该专利为了所有目的通过引用以其整体并入本文。

[0124] 通过使用生物处理工艺与厌氧消化的组合,本发明的实施方案的系统 and 部件可以提供相对于其他废水处理系统的成本优点。本发明的实施方案的废水处理系统和工艺可以通过使用多种单元操作,包括需氧生物工艺和厌氧生物工艺以及再循环流来减少污泥产生。废水处理工艺还通过例如浓缩或强化被引入到厌氧消化器中的污泥克服了与使用某些厌氧废水处理工艺相关的某些技术困难。另外,与使用常规的需氧稳定单元相关的成本被典型地降低,因为由于使用厌氧消化器和各种再循环流,在需氧工艺中将典型地需要较少的曝气。多种工艺还可以产生作为厌氧消化工艺的产物的甲烷,其可以被用作能源。在某些实施方案中,存在于待处理的流入的废水中的化学需氧量(COD)和BOD的大部分可以使用厌氧消化器来减少。这可以减少曝气和氧气需求,并且因此降低废水处理系统的操作成本,并且增加所产生的可以被用作能源的甲烷的量。另外,因为厌氧消化可以用于减少污泥中的COD和BOD,所以污泥收率还可以被降低。与不利用厌氧消化器的系统相比,厌氧处理单元中COD和/或BOD的减少还可以提供废水处理系统中的稳定罐或其他需氧处理单元的尺寸的减小。

[0125] 本发明的实施方案可以通过处理系统的多种单元操作提供需氧细菌、厌氧细菌或两者的再循环。

[0126] 先前据信,产甲烷菌(methanogens)是严格的厌氧细菌,其在需氧环境中将迅速死亡。然而,本发明的多个方面涉及容纳产甲烷生物体或增加产甲烷生物体的存活能力的处理系统和子系统、单元操作及其部件。本申请的处理系统的一个有利的特征涉及通过独特的内部厌氧污泥再循环路径,通过厌氧再循环至接触稳定工艺提供大量产甲烷菌。产甲烷细菌的至少一部分返回厌氧消化器,从而用产甲烷细菌接种厌氧消化器,以在厌氧消化器中加入有活力的产甲烷菌的现有群体。这减少了在不存在细菌接种的情况下,如在先前已知的工艺中,对于具有一定的尺寸和产生的水力停留时间或固体保留时间以维持稳定的产甲烷细菌群体的厌氧消化器的需要。

[0127] 在某些实施方案中,在厌氧消化器的输入处提供的基于微生物的计数的接种产甲烷细菌的浓度可以是存在于离开厌氧消化器的厌氧消化的污泥流中的产甲烷细菌的浓度的至少目标百分比,诸如约10%或更大。在某些实施方案中,该百分比可以是例如约25%或更大、约33%或更大、约50%或更大、或约75%或更大。

[0128] 根据本发明的系统的厌氧消化器可以被定尺寸为小于先前已知的系统中的厌氧消化器。厌氧消化器的产甲烷细菌接种还提供了防止厌氧消化工艺中断的安全因素。在厌氧消化工艺扰乱或失效的情况下,本公开的系统的厌氧消化器将比先前已知的系统中的厌氧消化器更快地恢复,因为用产甲烷细菌接种厌氧消化器将由于这些细菌在厌氧反应器中的生长而增加产甲烷细菌在厌氧反应器中的补充速率,减少厌氧消化器达到期望的产甲烷细菌浓度所需的时间。

[0129] 产甲烷菌再循环的优点可以如下被估计:

$$[0130] \quad \theta_x = \frac{X_a V}{QX_a - QX_a^0}$$

[0131] 其中

[0132] V = 厌氧消化器的体积

[0133] θ_x = 厌氧消化器中的固体保留时间(天)

[0134] X_a = 产甲烷菌的浓度

[0135] Q = 流入物和流出物流量

[0136] X_a^0 = 入口流中的产甲烷菌的浓度,对于常规的活性污泥工艺,其通常被认为是零。

[0137] 如果产甲烷菌的约50%在短的固体保留时间接触稳定工艺中存活并且被再循环回至厌氧消化器,则厌氧消化器的固体保留时间可以加倍,或者厌氧消化器的尺寸减小一半。例如,在先前已知的系统中,厌氧消化器中的水力保留时间在许多情况下被设定在约20天和约30天之间。在根据本申请的某些实施方案操作的处理系统的情况下,该水力保留时间可以减小约50%到约10天和约15天之间。

[0138] 在本文公开的设备和方法的某些实施方案中,处理系统接触稳定容器中的水力保留时间可以是约一小时或更少。相当大一部分的产甲烷菌可以在短的固体保留时间接触稳定需氧工艺中被再循环,这可以降低厌氧消化器的资本成本和操作成本。例如,厌氧消化器的罐体积可以减小,以使安全因素达到接近那些没有产甲烷菌再循环过程的厌氧消化器的范围。在较小体积的情况下,厌氧消化器的资本成本和厌氧消化工艺的混合能量消耗两者

均将降低,这将使得根据本公开内容的设备和工艺比先前已知的设备和工艺更具成本效益。

[0139] 在其他实施方案中,用再循环的产甲烷细菌接种厌氧消化器可以提供减少在消化器中处理的污泥的水力停留时间。这将导致减小的循环时间,并且从而导致处理系统的增加的处理容量。通过例如增加被引导至消化器中的含产甲烷菌的污泥的量来增加再循环至厌氧消化器的产甲烷菌的量将提供减少消化器中的水力停留时间并且增加系统的处理容量的更大的机会。

[0140] 如果相当大一部分的产甲烷菌可以在需氧接触稳定工艺中被再循环,则可以降低厌氧消化器的资本成本和操作成本。例如,厌氧消化器的罐体积可以减小,以使安全因素达到接近那些不包括产甲烷菌再循环过程的系统中的厌氧消化器的范围。在较小体积的情况下,厌氧消化器的资本成本和厌氧消化器的混合能量消耗两者均将降低,这将使得废水处理工艺更具成本效益。

[0141] 在某些实施方案中,接触罐被持续地接种硝化细菌(诸如氨氧化和亚硝酸盐氧化生物),所述硝化细菌可以在厌氧消化器中存活并且可以被再循环回至需氧环境。例如,硝化和反硝化可以在接触罐中发生。硝化可以通过两组缓慢生长的自养生物(autotroph)来进行:将氨转化成亚硝酸盐的氨氧化细菌(AOB)以及将亚硝酸盐氧化成硝酸盐的亚硝酸盐氧化细菌(NO₂-oxidizing bacteria)。两者均是缓慢的生长细菌(grower)和严格的需氧菌。在本文公开的处理系统的某些实施方案中,硝化细菌被引入到接触罐中和/或在接触罐中生长,在所述接触罐中硝化细菌被捕集在絮凝物中。某些硝化细菌将从接触罐中通过,并且被送至厌氧消化器。

[0142] 先前据信,厌氧消化器的严格厌氧条件将杀死硝化细菌。然而,本发明的多个方面涉及容纳处于可以在某些生物营养物去除工艺中发生的厌氧条件和缺氧条件中的硝化生物体或增加硝化生物体的存活能力的处理系统和子系统、单元操作及其部件。在厌氧消化器中存活并且返回到处理工艺的需氧部分的硝化细菌可以以可降低资本成本的方式,例如通过提供减小的需氧处理容器尺寸和/或减小的需氧处理水力保留时间和/或增加的致使硝化工艺响应于处理工艺的中断更稳定的安全因素,来增强硝化工艺性能。处理工艺的中断涵盖偏离期望的操作参数,该偏离可能通过例如干扰通过处理系统的材料的流动或者在一个或更多个单元操作时失去温度控制来造成。可以通过减小厌氧消化器中的水力停留时间来增加硝化细菌在厌氧消化器中的存活率,如果厌氧消化器接种有再循环的产甲烷菌,该存活率将实现,如上文描述的。

[0143] 通常以图4中的400指示的废水处理系统包括厌氧处理单元490,在本文中被称作厌氧消化器。图4的废水处理系统包括接触罐410、DAF单元420、稳定罐430、澄清器440以及相关的流体导管414、流体导管424、流体导管435、流体导管445、流体导管455、流体导管465和流体导管475,它们在结构和功能上类似于图1中图示出的和在上文描述的系统的接触罐110、DAF单元120、生物处理单元130、澄清器140以及相关的流体导管114、流体导管124、流体导管135、流体导管145、流体导管155、流体导管165和流体导管175。单个DAF单元420在图4中图示出,虽然在可选择的实施方案中,处理系统可以使用多个DAF单元,如上文参考图1的处理系统描述的。

[0144] 在图4的系统中,来自废水源405的废水通过初级澄清器的入口被引导至初级澄清器412中。来自澄清器的富固体的流体流通过导管404被引导至增稠器480的入口中,增稠器

480可以包括例如重力带式增稠器。来自初级澄清器412的贫固体的流出物通过导管402被引导至接触罐410的入口中。来自增稠器480的富固体的输出流通过导管484被引导至厌氧消化器490的入口。来自增稠器的贫固体的流出物通过导管482被引导至接触罐410的入口。厌氧消化器还通过导管425和导管484供应有从DAF单元420中的混合液中去除的悬浮固体。

[0145] 在某些实施方案中,在DAF单元420中从混合液中去除的悬浮固体的一部分可以通过导管425和导管426以与上文参考图1描述的在DAF单元120中去除的悬浮固体再循环至接触罐110类似的方式被再循环至接触罐410。

[0146] 被引入到厌氧消化器490中的来自增稠器480的富固体的输出流和来自DAF单元420的任何悬浮固体在厌氧消化器中被合并并且被厌氧地消化。厌氧消化工艺可以在约20℃和约75℃之间的温度操作,取决于在消化期间使用的细菌的类型。例如,嗜常温细菌的使用典型地需要在约20℃和约45℃之间的操作温度,而嗜热细菌典型地需要在约50℃和约75℃之间的操作温度。在某些实施方案中,操作温度可以在约25℃和约35℃之间,以促进嗜常温活性而不是嗜热活性。取决于其他操作参数,厌氧消化器中的保留时间可以在约七天保留时间和约50天保留时间之间,并且在某些实施方案中,在约15天保留时间和约30天保留时间之间。在某些实施方案中,在厌氧消化器中混合液的厌氧消化可以导致混合液的需氧量的约50%的减少。

[0147] 在厌氧消化器中产生的厌氧消化的污泥的第一部分可以通过厌氧消化器的出口被再循环,并且通过导管492被再循环至稳定罐430中。该再循环流可以有助于在系统中保留充足的固体,以在稳定罐中提供期望的停留时间。被再循环至稳定罐的厌氧消化的污泥还可以用硝化细菌接种稳定罐,以增强如上文描述的稳定罐中的硝化活性。被再循环至稳定罐中的厌氧消化的污泥还可以包含产甲烷细菌,所述产甲烷细菌随后被返回至厌氧消化器,以增强如上文描述的厌氧消化器的性能。

[0148] 在其中稳定罐430包括曝气的缺氧区和需氧区的实施方案中,诸如在上文描述的图2的生物处理单元130中,被再循环至稳定罐的厌氧消化的污泥的部分可以被引导至稳定罐的曝气的缺氧区中。在厌氧消化器中产生的厌氧消化的污泥的第二部分可以作为废物固体通过导管495被送出系统。被再循环至稳定罐430中的厌氧消化的污泥的第一部分可以是在厌氧消化器中产生并且从厌氧消化器输出的厌氧消化的污泥的在约0%和约100%之间的任何量,其中构成余量的第二部分作为废物固体通过导管495被送出系统。在某些实施方案中,厌氧消化的污泥的约0%和约80%之间从厌氧消化器的一个或更多个出口被再循环至处理系统的一个或更多个其他单元操作。

[0149] 在通常以图5中的500指示的废水处理系统的另一种实施方案中,在厌氧消化器中产生的厌氧消化的污泥的第一部分通过厌氧消化器的出口被再循环,并且通过导管494被再循环至接触罐410的入口中,而不是被再循环至稳定罐430中。该再循环流可以有助于在接触罐中提供充足的活性污泥以吸附/吸收或缠缚存在于流入的废水中的BOD。被再循环至接触罐的厌氧消化的污泥还可以用硝化细菌接种接触罐,以增强如上文描述的接触罐中的硝化活性。被再循环至接触罐中的厌氧消化的污泥还可以包含产甲烷细菌,所述产甲烷细菌随后被返回至厌氧消化器,以增强如上文描述的厌氧消化器的性能。被再循环至接触罐410中的厌氧消化的污泥的第一部分可以是在厌氧消化器中产生并且从厌氧消化器输出的厌氧消化的污泥的在约0%和约100%之间的任何量,其中构成余量的第二部分作为废物固

体通过导管495被送出系统。

[0150] 在通常以图6中的600指示的废水处理系统的另一种实施方案中,在厌氧消化器中产生的厌氧消化的污泥的第一部分可以通过厌氧消化器的出口被再循环并且通过导管494被再循环至接触罐410的入口中,并且厌氧消化的污泥的第二部分可以通过厌氧消化器的出口被再循环并且通过导管492被再循环至稳定罐430中。这些再循环流可以提供上文关于系统400和系统500描述的益处。厌氧消化的污泥的第三部分可以通过导管495被引导至废物。厌氧消化的污泥的第一部分和厌氧消化的污泥的第二部分的总和可以是在厌氧消化器中产生并且从厌氧消化器输出的厌氧消化的污泥的在约0%和约100%之间的任何量,其中构成余量的第三部分作为废物固体通过导管495被送出系统。再循环的厌氧污泥可以以第一部分和第二部分之间的任何期望的比率分开。第一部分可以包含在厌氧消化器中产生并且从厌氧消化器输出的所有厌氧消化的污泥的从约0%至约100%,其中第二部分和第三部分的总和构成余量。

[0151] 通常以图7中的700指示的废水处理系统的另一种实施方案类似于图6中图示出的实施方案,然而,不使用增稠器480。相反,来自澄清器的富固体的流体流通过导管406被引导至DAF单元420的入口中。图7中图示出的系统的DAF单元420执行图6中图示出的系统的增稠器480的功能。利用DAF单元420执行增稠器的功能可以减少或消除系统对增稠器的需求,这可以降低系统的资本成本和操作成本两者。在厌氧消化器490中产生的厌氧消化的污泥的第一部分被再循环至接触罐410,并且第二部分被再循环至稳定罐430,以提供上文描述的益处。厌氧消化的污泥的第三部分通过导管495被引导至废物。

[0152] 另外的实施方案可以包括上文描述的系统的特征的任何组合。例如,在某些实施方案中,来自澄清器的富固体的流体流的第一部分通过导管406被引导至DAF单元420的入口中,而第二部分被引导至增稠器480中。在任何上文的实施方案中,稳定罐430可以包括曝气的缺氧区和需氧区。被再循环至稳定罐的厌氧消化的污泥的第一部分可以被引导至稳定罐的曝气的缺氧区中,并且第二部分可以被再循环至需氧区。被引导至曝气的缺氧区的再循环的厌氧污泥的量与被引导至需氧区的再循环的厌氧污泥的量的比率可以是任何期望的比率。本文公开的任何实施方案可以包括多个图示的任何处理单元和/或导管。

[0153] 根据另一种实施方案,本文公开的方法可以包括使浮选的生物固体发酵,以产生可溶性化学需氧量(sCOD)。发酵通常可以在厌氧环境中发生。在下游,发酵的固体可以被引导至生物处理单元,以促进DAF流出物的生物分解。

[0154] 在城市污水处理厂排放物中的有害的营养化合物例如氮和磷可能引起地表水中的培养富营养化(cultural eutrophication)(由于人类活动的营养物富集)。夏季藻类繁殖是培养富营养化的实例,这引起低的溶解氧、鱼类死亡、浑浊的水以及合意的动植物的耗尽。在废水处理系统中的生物营养物去除可以用于从废水中去除氮和磷以修复培养富营养化。

[0155] 浮选的生物固体的发酵可以通过产生可溶性有机碳,例如挥发性脂肪酸(VFA),来促进增强的生物磷去除。生物反应器可以具有可以作为废物污泥去除的磷酸盐累积性生物体(phosphate accumulating organism)(PAO),磷酸盐累积性生物体消耗可溶性碳化合物诸如VFA,并且将磷掺入到细胞生物质中。简言之,在生物处理的厌氧阶段期间,VFA可以被PAO消耗并且转化成多羟基链烷酸酯(PHA)。该机制需要能量,所述能量可以通过在细胞内

作为多磷酸盐络合的、细菌排放的正磷酸盐来获得。在需氧条件期间,细菌可以氧化PHA并且消耗正磷酸盐来补充多磷酸盐储存。由于细菌的生长,该机制可能导致磷的净吸收(net uptake)。在下游,过量的生物质可以作为废物污泥从系统中去除。类似的氮去除的机制可以在缺氧阶段期间发生。

[0156] 通常,在城市废水中的可溶性有机碳浓度太低,而不能实现充分的磷去除。某些城市废水具有在约5mg/L和15mg/L之间的作为乙酸(HAc)的原污水(raw sewage) VFA浓度。常规地,工艺流补充有VFA或其他sCOD,以驱动磷去除。例如,工艺流可以被补充以具有至少约15mg/L的浓度的作为HAc的VFA。本文公开的方法可以用于处理具有低的可溶性有机碳浓度的废水,该废水可以以其他方式需要补充有碳化合物或VFA用于充分的磷去除。待被供应至生物处理单元的可溶性有机碳的目标浓度通常可以取决于流入的废水的质量。

[0157] 本文公开的方法可以通过固体发酵在系统内产生可溶性有机碳,这减少或去除用碳化合物补充废水用于处理的需要。在某些实施方案中,浮选的固体的发酵可以将工艺流中的VFA浓度增加至至少约17mg/L作为HAc的VFA,例如,至少约20mg/L VFA、至少约24mg/L VFA、至少约30mg/L VFA、至少约50mg/L VFA,并且在某些情况下高达约60mg/L作为HAc的VFA。发酵的固体中的VFA的浓度通常可以取决于进入的废水的质量和/或发酵单元的设计和操作参数。发酵的固体可以通过减小形成生物处理的混合液时的溶解的磷的浓度来生物地处理DAF流出物。根据本文公开的某些实施方案,在约5mg/L至约7.5mg/L之间的磷的流入浓度可以被减小至小于0.15mg/L,例如,在生物处理的流出物中小于约0.1mg/L磷。

[0158] 本文公开的系统和方法可以通过控制被引导以待发酵的浮选的固体的量和/或控制被引导至生物处理单元的发酵的固体的量来操作。在某些实施方案中,方法可以包括确定生物处理单元的目标sCOD需求。该确定可以通过测量来自生物处理单元上游例如在入口处或在上游容器中的工艺水的组成来进行。特别地,可以测量工艺水中的可溶性有机碳或VFA浓度。该确定可以通过测量生物处理单元中或生物处理单元的下游例如在生物处理单元或系统的出口处的工艺水的组成来进行。特别地,可以测量工艺水或系统流出物中的磷和/或溶解的磷的浓度。在某些实施方案中,可以测量活性污泥的组成。另外地或可选择地,该确定可以通过计算生物处理单元的目标sCOD需求,例如,通过查看历史sCOD需求数据来进行。

[0159] 该方法还可以包括响应于sCOD需求并且以足以满足sCOD需求的量,选择性地引导待发酵的浮选的固体和/或将发酵的固体选择性地引导至生物处理单元。在某些实施方案中,足以满足sCOD需求的量包括足以将sCOD需求恢复到在生物处理单元的目标sCOD需求的容许范围内的量。生物处理单元的目标sCOD需求是与系统流出物中的目标磷或溶解的磷的浓度相关的量。在某些实施方案中,流出物排放限值可以是总磷的 $<0.1\text{mg/l}$ 。在某些实施方案中,与系统流出物中的目标磷或溶解的磷的浓度相关的量的目标sCOD需求将是约 8mg sCOD/mg P ,其中 P =去除的 P 的 mg 。

[0160] 被引导至发酵操作的浮选的固体的量可以在从DAF单元中去除的浮选的固体的总量的从约1%至约100%的范围内。被引导至发酵操作的浮选的固体的量可以是被去除的浮选的固体的总量的大部分,例如,被去除的浮选的固体的总量的大于约50%、在约50%和约95%之间、或在约60%和约80%之间。在某些实施方案中,被引导至发酵单元的浮选的固体的量大于被引导至厌氧消化器的浮选的固体的量。在其他实施方案中,被引导至发酵操作

的浮选的固体的量可以是被去除的浮选的固体的总量的小部分,例如,被去除的浮选的固体的总量的小于约50%、在约50%和约5%之间、或在约40%和约10%之间。在某些实施方案中,被引导至发酵单元的浮选的固体的量小于被引导至厌氧消化器的浮选的固体的量。

[0161] 被引导至生物处理单元的发酵的固体的量可以在从发酵操作中去除的发酵的固体的总量的从约1%至约100%的范围内。被引导至生物处理单元的发酵的固体的量可以是被去除的发酵的固体的总量的大部分,例如,被去除的发酵的固体的总量的大于约50%、在约50%和约95%之间、或在约60%和约80%之间。在某些实施方案中,被引导至生物处理单元的发酵的固体的量大于被引导至任何其他单元操作例如接触罐或厌氧消化器的发酵的固体的量。在其他实施方案中,被引导至生物处理单元的发酵的固体的量可以是被去除的发酵的固体的总量的小部分,例如,被去除的发酵的固体的总量的小于约50%、在约50%和约5%之间、或在约40%和约10%之间。在某些实施方案中,被引导至生物处理单元的发酵的固体的量小于被引导至任何其他单元操作例如接触罐或厌氧消化器的发酵的固体的量。

[0162] 发酵可以在任何厌氧环境中发生。通常,发酵可以在厌氧细菌的存在下发生。在发酵操作期间,可以维持4或更大的pH,例如5.5或更大的pH,以防止VFA产生的抑制。在某些实施方案中,发酵单元可以被定位在DAF单元和生物处理单元之间,以促进浮选的固体的发酵。改装处理系统的方法可以包括提供发酵单元和流体地连接发酵单元,如下文描述的附图中示出的。发酵单元可以是非增稠发酵罐例如完全混合发酵罐,或增稠发酵罐例如单阶段、双阶段或统一阶段(unified stage)发酵罐/增稠器。发酵单元可以包括静态发酵罐或完全混合发酵罐。发酵单元可以是单独的完全混合增稠器发酵罐。通常,发酵单元的上清液可以被再循环(例如,再循环回至接触罐),并且发酵的污泥可以被引导至生物处理单元和/或厌氧消化器。对于发酵罐和增稠器单元,增稠的污泥可以被引导至生物处理单元和/或厌氧消化器,或被再循环回至发酵罐。

[0163] 在其他实施方案中,可以布置或操作没有发酵单元的系统,以在将发酵的固体转移至生物处理单元之前,促进浮选的生物固体在现有容器中的发酵。例如,系统700可以被布置以促进浮选的固体在厌氧消化器490中发酵成sCOD。在下游,发酵的固体可以根据需要通过导管492被引导至生物处理单元430。发酵的固体的余量可以通过导管495被去除。可选择地,可以通过将厌氧消化器490的出口流体地连接至生物处理单元430的入口(例如,经由类似于如图4中示出的492的导管)来改装如布置的系统1000,使得在厌氧消化器490中发酵的浮选的生物固体可以被引导至生物处理单元430,如先前描述的。

[0164] 方法还可以包括提供和/或安装控制器、阀、泵、流体导管或容器以处理废水,如描述的。该方法还可以包括指示、建议或以其他方式通知使用者操作系统以将可溶性有机碳提供至生物处理单元,如本文描述的。

[0165] 混合液在发酵单元中的固体停留时间(SRT)在某些实施方案中是从约2天至约15天,并且在某些实施方案中,是从约3天至约6天。混合液在发酵单元中的水力停留时间(HRT)通常小于SRT。在某些实施方案中,HRT是从约4小时至约28小时,并且在某些实施方案中,是从约6小时至约12小时。停留时间可以取决于诸如反应器的温度和流入的浮选的生物固体的COD的因素来调节。例如,对于大于20℃的温度,SRT可以从约2天至约3天。对于这样的温度的HRT可以从约4小时至约8小时。通常,停留时间可以足以以生物处理单元所需的流量产生sCOD。生物处理单元的sCOD需求可以取决于诸如流入的废水的质量和上游处理

的因素。

[0166] 通常以1300指示的另一种实施方案在图13中提供。系统1300包括接触罐610、DAF单元620、稳定罐630 (生物处理单元)、发酵单元670以及相关的流体导管614、流体导管624和流体导管635,它们在结构和功能上类似于图1中图示出的系统的元件。系统1300包括在DAF单元620和发酵单元670之间延伸的流体导管623。系统1300包括在发酵单元670和生物处理单元630之间延伸的流体导管674。系统1300包括被定位在流体导管623中的筛网613,以减少进入发酵单元670的非生物废物固体的量。两个DAF单元620在图13中图示出,虽然在可选择的实施方案中,处理系统可以使用如例如在图4的处理系统中示出的单个DAF单元。

[0167] 在系统1300中,来自废水源605的废水通过接触罐的入口被引导至接触罐610中。废水可以与活性污泥混合以形成活性混合液。在接触罐610的下游,来自气体的源608的气体被引导至DAF单元620中以使悬浮固体浮选。另外在下游,工艺液体流过稳定罐630,如本文先前描述的。

[0168] 本文公开的方法可以包括从浮选的固体中分离非生物废物固体。非生物废物固体可以包括垃圾和系统中不期望的其他不可降解的固体。在系统1300中,来自DAF单元620的浮选的固体通过导管623被引导至发酵单元670。非生物废物固体通过筛网613被保留。发酵单元670可以被配置成在经由导管674将固体引导至生物处理单元630之前,在厌氧环境中使固体发酵。

[0169] 通常以1400指示的另一种实施方案在图14中示出。系统1400类似于系统1300,但还包括澄清器640 (固体-液体分离单元)以及相关的流体导管645、流体导管655、流体导管665和流体导管675,它们在结构和功能上类似于图1中图示出的系统的元件。系统1400还包括在发酵单元670和接触罐610之间延伸的流体导管671。系统1400包括被定位在流体导管671中的筛网611,以减少进入接触罐610的非生物废物固体的量。

[0170] 通常以1500指示的另一种实施方案在图15中示出。系统1500类似于系统1400,但还包括厌氧消化器690和相关的流体导管695,它们在结构和功能上类似于图4中图示出的厌氧消化器490和流体导管495。系统1500包括在DAF单元620和厌氧消化器690之间延伸的流体导管628。系统1500包括被定位在流体导管628中的筛网618,以减少进入厌氧消化器690的非生物废物固体的量。系统1500包括两个筛网613和618,但是在某些实施方案中,该系统可以包括单个流体导管上游的单个筛网,所述单个流体导管分成导管623和导管628。该系统还可以包括被定位在流体导管623和流体导管628的上游的计量阀,以将浮选的生物固体选择性地引导至发酵单元670和厌氧消化器690。

[0171] 系统1500包括彼此可操作地连接的控制器638和计量阀677。计量阀677可以被定位并且被配置成将来自发酵单元670的发酵的固体选择性地引导至生物处理单元630 (通过导管674和导管676) 和厌氧消化器690 (通过导管674和导管678)。控制器638可以被配置成指示计量阀677选择性地引导发酵的固体,如先前描述的。计量阀677被配置成选择性地引导流过流体导管676和流体导管678,但是在某些实施方案中,计量阀可以被定位成选择性地引导流过流体导管676、流体导管678和流体导管671。

[0172] 通常以1600指示的另一种实施方案在图16中图示出。在该实施方案中,生物处理单元630包括厌氧区652、曝气的缺氧区660、需氧区650以及后缺氧区662。曝气的缺氧区660在厌氧区652的下游流体连通,并且从厌氧区652接收生物处理的厌氧的混合液。需氧区650

在曝气的缺氧区660的下游流体连通,并且从曝气的缺氧区660接收生物处理的缺氧的混合液。后缺氧区662在需氧区650的下游流体连通,并且从需氧区650接收生物处理的需氧的混合液。

[0173] 在某些实施方案中,厌氧区652、曝气的缺氧区660、需氧区650和后缺氧区662中的一个或更多个可以在同一容器或罐中形成,并且通过分隔物或堰彼此隔开。在其他实施方案中,厌氧区652、曝气的缺氧区660、需氧区650和后缺氧区662中的一个或更多个可以与一个或更多个其他区物理地隔开。例如,需氧区650和曝气的缺氧区660可以占据不同的容器或罐,或者可以以其他方式彼此隔开。接触罐610和曝气的缺氧区660可以通过流体导管615相连接,如图16中示出的,或者可以在同一容器或罐中形成。

[0174] 在系统1600中,在DAF单元620和生物处理单元630之间延伸的流体导管624被分成流体导管627a和流体导管627b,流体导管627a和流体导管627b分别被引导至厌氧区652和需氧区650。废水处理系统可以包括这些导管中的一个或两个。在其中废水处理系统包括导管627a和导管627b两者的实施方案中,该系统还可以包括被定位在导管627a和导管627b的上游、被配置成将浮选的固体选择性地引导至厌氧区652和需氧区650的计量阀(类似于与流体导管676a、流体导管676b和流体导管676c相连接的计量阀679,在图17中示出)。计量阀可以任选地被可操作地连接至控制器,诸如图17中示出的控制器638。在其他实施方案中,来自DAF单元620的流出物可以被引入到曝气的缺氧区660中,并且然后被引导至需氧区650中。

[0175] 在系统1600中,在发酵单元670和生物处理单元630之间延伸的流体导管674被分成流体导管676a、流体导管676b和流体导管676c,流体导管676a、流体导管676b和流体导管676c分别被引导至厌氧区652、曝气的缺氧区660和后缺氧区662。废水处理系统可以包括这些导管中的一个或更多个。

[0176] 通常以1700指示的另一种实施方案在图17中示出。系统1700类似于系统1600,但还包括控制器638,所述控制器638被可操作地连接至计量阀679。计量阀679可以被定位并且被配置成将来自发酵单元670的发酵的固体选择性地引导至厌氧区652(通过导管674和导管676a)、曝气的缺氧区660(通过导管674和导管676b)和/或后缺氧区662(通过导管674和导管676c)。控制器638可以被配置成指示计量阀679选择性地引导发酵的固体,如先前描述的。

[0177] 控制器638被可操作地连接至计量阀677(如图15中示出的)和计量阀679(如图17中示出的),但是在某些实施方案中,可以为每个计量阀设置单独的控制器。本文公开的方法可以包括将控制器编程以操作系统,如描述的。例如,控制器638可以被编程成自动地操作计量阀677和/或计量阀679,例如,根据时间表或响应于通过控制器638接收或确定的测量或计算。例如,在某些实施方案中,控制器638可以获得与生物处理单元630中的混合液的组成相关的测量值。控制器638可以操作一个或更多个计量阀(677和/或679),以调节生物处理单元中混合液的处理。控制器638可以操作一个或更多个泵来调节系统中废水的处理。测量值可以手动地输入或从可操作地连接至控制器638的传感器获得。可以提供本领域普通技术人员已知的任何控制器、传感器、计量阀或泵来进行如本文描述的操作。

实施例

[0178] 实施例1

[0179] 废水处理系统1000如图10中图示出的被配置,其中指示的单元操作和导管具有与图4-图7中的相同指示的单元操作和导管相同的结构和功能。废水处理系统1000用于检查将去除的固体从DAF单元420再循环至接触罐410的效果。在三周的过程中,通过将再循环至接触罐410的来自DAF单元420的去除的固体的量从在DAF单元中去除的固体的0%逐渐地增加至在DAF单元中去除的固体的约90%,接触罐的悬浮固体 (MLSS) 含量从600mg/L达到1200mg/L以上。DAF溶解的固体含量从开始从DAF单元至接触罐的固体再循环之前的3%-4%增加至开始从DAF单元至接触罐的固体再循环之后的5%以上。DAF单元的总悬浮固体 (TSS) 去除效率从约75%增加至85%以上。在测试的过程中,DAF单元的COD去除从约70%增加至约80%。这些结果在图11和图12的图表中图示出。

[0180] 这些结果示出,在诸如图10中图示出的系统中,将去除的固体从DAF单元再循环至接触罐可以提供在接触罐中的更大量的悬浮固体。接触罐中的悬浮固体的增加的量增加了悬浮的和可溶性的COD和BOD的量,悬浮的和可溶性的COD和BOD可以从流入至接触罐的废水中去除并且被吸收/吸附/缠缚在悬浮固体中和/或可以在接触罐中氧化。在诸如图10中图示出的系统中,将去除的固体从DAF单元再循环至接触罐增加了在DAF单元中悬浮固体的去除效率。这些效果可以减小对下游单元操作的负载,并且可以整体上降低系统的操作成本,和/或可以通过提供待使用的较小的下游处理单元来降低系统的资本成本。另外,来自流入至系统的废水的较大的可溶性BOD/COD可以在DAF单元中作为固体被去除,并且可以从DAF单元被送至厌氧消化器,而不是被送至需氧处理单元操作,这减小系统的曝气功率需求并且增加可以产生的生物气的量。

[0181] 预示的实施例1

[0182] 在该预示的实施例中,水处理系统如图1中图示出的被配置有生物处理单元130,所述生物处理单元130包括单个罐。

[0183] 进料的假定:

[0184] 该系统以57,600加仑/天 (gpd)、40加仑/分钟 (gpm) 的流量被进料废水。废水被假定是典型的城市废水,其具有140mg/l (67磅/天) 的总BOD (tBOD),其中43% (60mg/l, 29磅/天) 是颗粒状 (不溶性) BOD (pBOD) 并且57% (80mg/l, 38磅/天) 是可溶性BOD (sBOD)。废水还被假定包含100mg/l (48磅/天) 的悬浮固体 (SS) 和6磅/天的氨,其中19磅/天 (48磅/天SS-29磅/天pBOD) 被假定是惰性 (非生物) 材料。

[0185] HDT假定:

[0186] 接触罐110中的水力滞留时间 (HDT) 被假定是45分钟,并且生物处理单元130中的水力滞留时间 (HDT) 被假定是五小时。

[0187] 通过接触罐的流量:

[0188] 从澄清器140送至接触罐的返回污泥的比率被设定在2.4磅/磅的tBOD,对于(2.4) (67磅/天tBOD) = 160磅/天的再循环的污泥或2,880gpd (2.0gpm),假定6,660mg/l的再循环的污泥固体负载。因此,通过接触罐的总流量是57,600gpd+2,880gpd=60,480gpd (42gpm)。

[0189] 从实验室规模测试发现,在接触罐中,约50%的sBOD被去除,其中去除的量的约2/3转化成SS,并且去除的量的约1/3被氧化,例如转化成二氧化碳和水。因此,假定在接触罐

中,14磅/天的sBOD被转化成SS,并且5磅/天的sBOD被氧化。因此,穿过接触罐的总固体是160磅/天的再循环的污泥+48磅/天的来自流入的废水的悬浮固体+14磅/天的被转化成SS的sBOD-5磅的被氧化的pBOD=217磅/天。因此,离开接触罐的混合液悬浮固体(MLSS)是 $((217\text{磅/天}) / (60,480\text{gpd})) (453592.4\text{mg/磅}) (0.2641721\text{加仑/升}) = 430\text{mg/L}$ 。

[0190] 离开接触罐的tBOD是67磅/天输入-5磅/天被氧化的=62磅/天(121mg/升)。离开接触罐的sBOD是38磅/天进入-14磅/天被转化成SS的-5磅/天被氧化的=19磅/天(37mg/升)。离开接触罐的pBOD是29磅/天流入物+14磅/天从sBOD转化的=43磅/天(84mg/升)。

[0191] 分流至DAF和生物处理罐中:

[0192] 从接触罐流出的流在DAF单元120和生物处理单元130之间分开。接触罐的输出的46.5% (101磅/天,28,080gpd,19.5gpm) 被引导至DAF单元,并且53.5% (116磅/天,32,400gpd,22.5gpm) 被引导至生物处理单元中。

[0193] 假定被引导至DAF单元的所有再循环的污泥(160磅/天被引入到接触罐中-116磅/天返回至生物处理罐=44磅/天)在DAF工艺中被去除。

[0194] 流入至生物处理单元的BOD:

[0195] 生物处理单元中待处理的总BOD包括32,400gpd的流入物中的来自接触罐的BOD(62磅/天的53.5%=33磅/天)加上来自DAF单元的BOD。流入至DAF单元的pBOD是从接触罐输出的43磅/天的46.5%=20磅/天。流入至DAF单元的sBOD是从接触罐输出的19磅/天的46.5%=9磅/天,以28,800gpd的流量。假定pBOD的80%在DAF单元中被去除,从DAF单元流至生物处理罐的tBOD是 $(0.2 \times 20\text{磅/天pBOD}) + 9\text{磅/天sBOD} = 13\text{磅/天tBOD}$ 。因此,流入至生物处理罐的总BOD是33磅/天来自接触罐+13磅/天来自DAF单元=46磅/天。

[0196] 生物处理罐中的固体:

[0197] 生物处理单元被定尺寸以容纳29磅/1000ft³的BOD负载,这是工业中常见的负载。这意味着生物处理单元的体积是 $(46\text{磅/天流入的tBOD}) / (29\text{磅/1000ft}^3\text{tBOD负载}) = 1,600\text{ft}^3 (12,000\text{加仑})$ 。该体积导致生物处理单元中的 $(12,000\text{加仑}/57,600\text{gpd}) (24\text{小时/天}) = 5\text{小时的HDT}$ 。对于 $(220\text{磅}/12,000\text{加仑}) (0.264\text{加仑/升}) (453,592\text{mg/磅}) = 2200\text{mg/升}$ 的总MLSS,生物处理单元中的总固体被设定在220磅。假定BOD的95%的污泥收率导致在生物处理单元中产生的废物污泥的量为 $(0.95) (46\text{磅/天tBOD}) = 44\text{磅/天废物污泥}$ 。因此,废物污泥龄将是 $(220\text{磅总固体}) / (44\text{磅/天废物污泥}) = 5.2\text{天}$ 。

[0198] 生物处理罐氧气需求:

[0199] 假定需要0.98磅的氧气来氧化一磅的BOD,并且需要4.6磅的氧气来氧化一磅的氨。因此,生物处理单元的氧气需求是 $(0.98\text{磅O}_2/\text{磅BOD}) (46\text{磅tBOD/天}) + (4.6\text{磅O}_2/\text{磅氨}) (6\text{磅/天氨}) = 72.6\text{磅/天O}_2 (3\text{磅O}_2/\text{小时})$ 。使用0.5的FCF(场校正系数(Field Correction Factor)——补偿生物处理罐中混合污泥相对于清洁水的降低的氧吸收能力的校正系数),这导致 $6\text{磅O}_2/\text{小时}$ 的特定氧利用率(specific oxygen utilization rate,SOUR)。假定扩散的空气从浸没九英尺的曝气系统和6%的氧气转移能力(oxygen transfer capability)(OTE)供应至生物处理罐,则生物处理单元将需要 $(6\text{磅O}_2/\text{小时}) (1/0.06) (1/60\text{小时/分钟}) (1/1.4291/\text{g O}_2) (453.6\text{g/磅}) (0.035\text{ft}^3/\text{升}) = 18.5\text{ft}^3/\text{min}(\text{scfm})$ 的流量,或者如果用具有约20%O₂的空气来曝气,则需要92.6scfm的流量。

[0200] 澄清器:

[0201] 假定澄清器具有 61ft^3 体积。57,600gpd流入澄清器中,导致 $57,600\text{gpd}/61\text{ft}^3=944$ 加仑/ ft^3 /天(gpcfd)溢流速率的溢流。假定来自生物处理罐的2200mg/l的MLSS并且以6600mg/l的再循环的污泥(RAS)浓度和作为RAS再循环的溢流的50%为目标给出了20gpm(28,800gpd)的RAS流量。假定18gpm RAS被再循环至生物处理罐,并且2gpm RAS被再循环至接触罐。因此,澄清器的固体负载是 $(57,600\text{gpd流入的废水}+28,800\text{gpd RAS})(2200\text{mg/l MLSS})(1/453592.4\text{磅/mg})(3.791/\text{加仑})/(61\text{ft}^3)=(1588\text{磅/天})/(61\text{ft}^3)=26\text{磅}/\text{ft}^3\cdot\text{天}$ 。

[0202] 浪费的固体:

[0203] DAF单元中浪费的固体:101磅/天(假定100%效率)。

[0204] 浪费的污泥与处理的BOD的比率: $(101\text{磅/天})/(67\text{磅/天在废水流入物中的tBOD})=1.5$

[0205] 在上文的实施例中向处理系统添加DAF单元的情况下,在生物处理罐中待处理的tBOD的量从62磅/天减少至46磅/天,减少了26%。这为生物处理罐提供了减小的所需尺寸,以获得期望的固体负载,并且导致需要在生物处理罐中处理该tBOD所需的空气的量的减小。这将转化成资本成本的成本节约、生物处理罐和曝气系统的减小的尺寸的成本节约,以及由于所需的曝气的减少的量而减少的操作成本。

[0206] 预示的实施例2

[0207] 使用BIOWIN™模拟软件(EnviroSim Associates Ltd.,Ontario,Canada)进行模拟,以比较根据本发明的实施方案的废水处理系统在有厌氧污泥再循环和没有厌氧污泥再循环的情况下的性能。

[0208] 没有包括厌氧污泥再循环的废水处理系统如图8中图示出的被配置,通常以800指示。该系统类似于图4中图示出的系统,但是没有厌氧污泥再循环导管492,并且添加膜生物反应器(MBR)510,所述膜生物反应器(MBR)510通过导管442接收来自澄清器440的贫固体的流出物。MBR产生产物水渗透物和富固体的滞留物,所述产物水渗透物通过导管445从系统中去除,所述富固体的滞留物通过导管444被再循环至DAF单元480。模拟MBR510以进行来自澄清器440的贫固体的流出物的完全硝化。

[0209] 模拟图8的废水处理的性能并且将其与图9的废水处理系统900的模拟的性能比较。图9的废水处理系统900类似于图8的废水处理系统800,但是添加厌氧污泥再循环导管492,通过导管492将厌氧消化的污泥从厌氧消化器490再循环至稳定罐430。在废水处理系统900的模拟中,从厌氧消化器490输出的厌氧消化的污泥的45%被再循环至稳定罐430,并且从厌氧消化器490输出的厌氧消化的污泥的55%被送至废物。

[0210] 系统800和系统900两者的性能的模拟均假定100MGD的流入的废水流量。假定流入的废水具有500mg/L的COD、240mg/L的总悬浮固体(TSS)、40mg/L的总凯氏氮(Total Kjeldahl Nitrogen)(TKN)以及15℃的温度。

[0211] 模拟的结果指示,与系统800相比,系统900的厌氧消化的污泥再循环导致用于处理流入的废水的总氧气需求从113,891kg O_2 /天减小至102,724kg O_2 /天,节约了约10%。假定1.5kg O_2 /kwh的氧气转移能量需求,氧气消耗的这种减少将使与提供氧气相关的功率需求从75,988kwh/天减小至68,483kwh/天,节约了7,515kwh/天。

[0212] 模拟的结果指示,与系统800相比,系统900的厌氧消化的污泥再循环导致产生的甲烷的量从1,348scfm增加至1,652scfm,增加了约23%。假定甲烷化学能的35%可以被转

化成电能,来自产生的甲烷的潜在的发电将从104,511kwh/天增加至128,989kwh/天。

[0213] 与没有厌氧消化的污泥再循环的系统800相比,对于包括厌氧消化的污泥再循环的系统900,将减少的氧气需求的能量减少与增加的甲烷产生的能量增加组合导致约31,982kwh/天的能量节约。

[0214] 模拟的结果还指示,将系统900的厌氧消化的污泥再循环添加到系统800导致生物质(污泥)产生从81,003磅/天减少至61,167磅/天,减少了约25%。

[0215] 该模拟数据指示,根据本发明将厌氧消化的污泥再循环添加到废水处理系统可以导致功率消耗的显著降低和废物污泥产生的显著降低,这两者均导致成本节约和废水处理系统的增强的环境友好性。

[0216] 预示的实施例3

[0217] 进行计算以比较根据本发明的实施方案的有和没有系统的DAF单元中去除的固体至系统的接触罐的再循环的废水处理系统的性能。废水处理系统如图10中图示出的被配置。

[0218] 假定系统被提供4,000万加仑/天的废水流入物,所述废水流入物具有250mg/L (83,400磅/天)的BOD水平和252mg/L (84,000磅/天)的悬浮固体。

[0219] 假定生物处理罐430以5天的固体保留时间(SRT)、3,000mg/L的混合液悬浮固体(MLSS)浓度以及45磅/1,000立方英尺(20.4kg/28.3立方米)的BOD负载来操作,并且在澄清器440中分离的所有固体被再循环至接触罐410。对于在没有DAF至接触罐的固体再循环的情况下操作的系统,假定接触罐410的水力滞留时间(HDT)是25分钟,而对于在有DAF至接触罐的固体再循环的情况下操作的系统,假定水力滞留时间是一小时。与在没有DAF至接触罐的固体再循环的情况下操作的系统相比,在有DAF至接触罐的固体再循环的情况下操作时的系统的接触罐中的HDT的增加将提供接触罐中的增加的MLSS,以吸附接触罐中的另外的可溶性BOD。对于在有从DAF单元至接触罐的固体再循环的情况下操作的系统,假定DAF单元从穿过其的混合液中去除308,000磅/天(139,706kg/天)的固体,并且将190,000磅/天(86,183kg/天,去除的固体的62%)再循环至接触罐,同时将118,000磅/天(53,524kg/天)的固体引导至厌氧消化器490。

[0220] 比较有DAF至接触罐的固体再循环和没有DAF至接触罐的固体再循环的系统的计算的结果的比较在下表1中图示出:

[0221] 表1

[0222]	参数	在没有 DAF→接触罐再循环的情况下操作的系	有 62% DAF→接触罐再循环的系统
--------	----	------------------------	---------------------

[0223]		统	
	在生物处理罐中处理的 BOD(磅/天)	41,200 (18,688 kg/天)	20,600 (9,344 kg/天)
	曝气能量(接触罐和生 物处理罐两者, kW)	600	410
	至厌氧消化器的固体 (磅/天)	103,000 (46,720 kg/天)	115,000 (52,163 kg/天)
	破坏的固体(磅/天)	43,900 (19,913 kg/天)	55,900 (25,356 kg/天)
	产生的生物气(mcf/天)	0.66 (18,633 立方米/天)	0.84 (23,730 立方米/天)
	生物气能量(假定 40% 转化效率, kW)	1,880	2,390
	净能量增加(kW)	1,280	1,880

[0224] 这些结果示出,与没有从DAF单元至接触罐的固体再循环的等效系统相比,提供如图10中配置的有DAF单元中去除的固体再循环至接触罐的废水处理系统可以显著地减少操作系统所需的能量。添加DAF至接触罐的固体再循环导致较少的BOD被送去用于在生物处理罐中处理(在本实施例中减少 $(41,200-20,600)/41,200=50\%$),这降低了对于生物接触罐中的曝气的需求。当将DAF至接触罐的固体再循环添加到系统时,产生较大量的生物气(在本实施例中多 $(0.84-0.66)/0.66=27\%$)。当将DAF至接触罐的固体再循环添加到系统时,组合的生物气产生的增加和曝气能量需求的减少导致 $1,880-1,280=600\text{kW}$ 的净能量增加。在估计的\$0.10/kW能量成本下,该净能量增加每年将产生约\$530,000的成本节约。

[0225] 已经由此描述了本发明的至少一种实施方案的若干方面,将理解,本领域技术人员将容易想到各种改变、修改和改进。这样的改变、修改和改进意图是本公开内容的一部分,并且意图在本发明的精神和范围内。因此,前述描述和附图仅仅是举例。

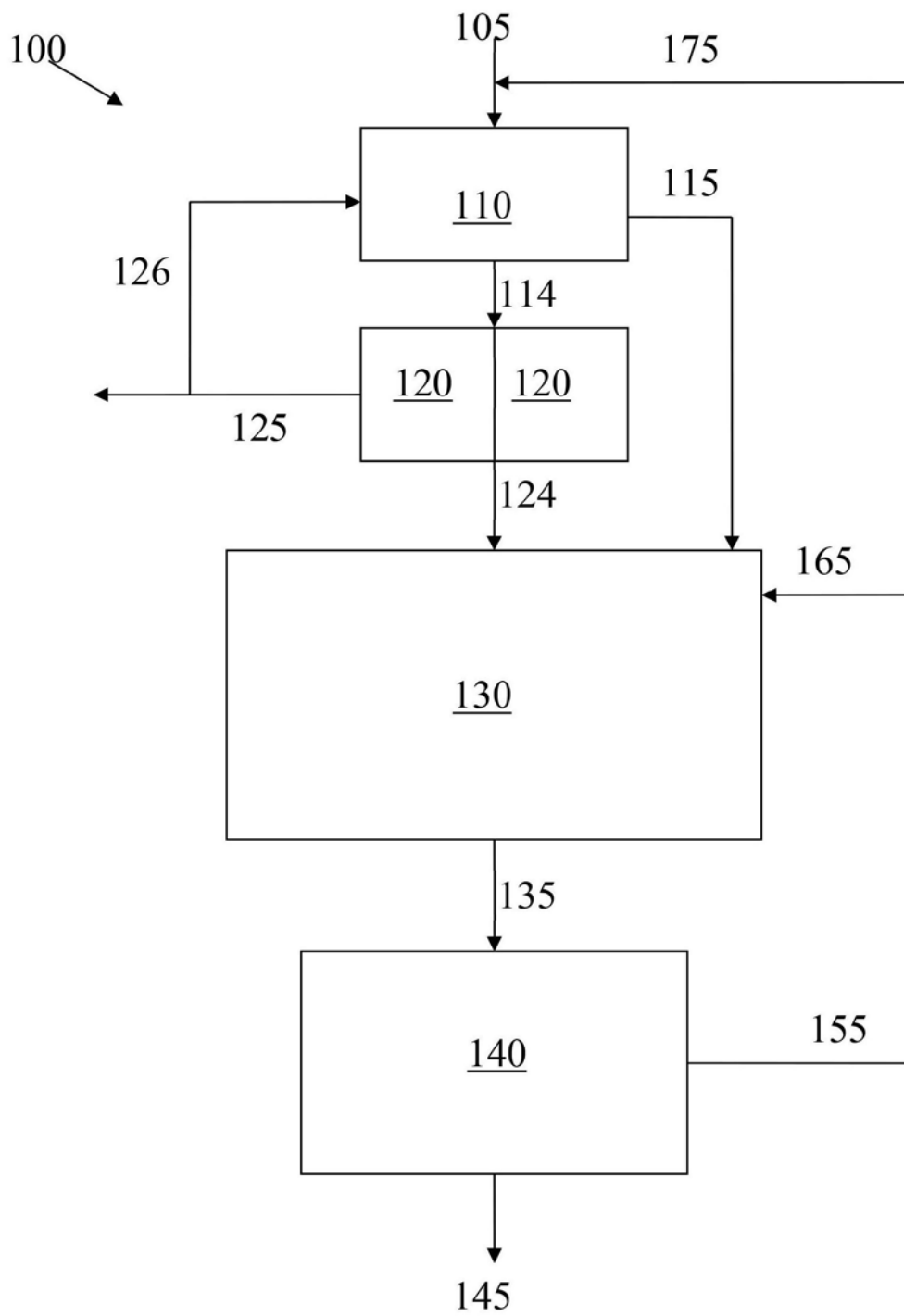


图1

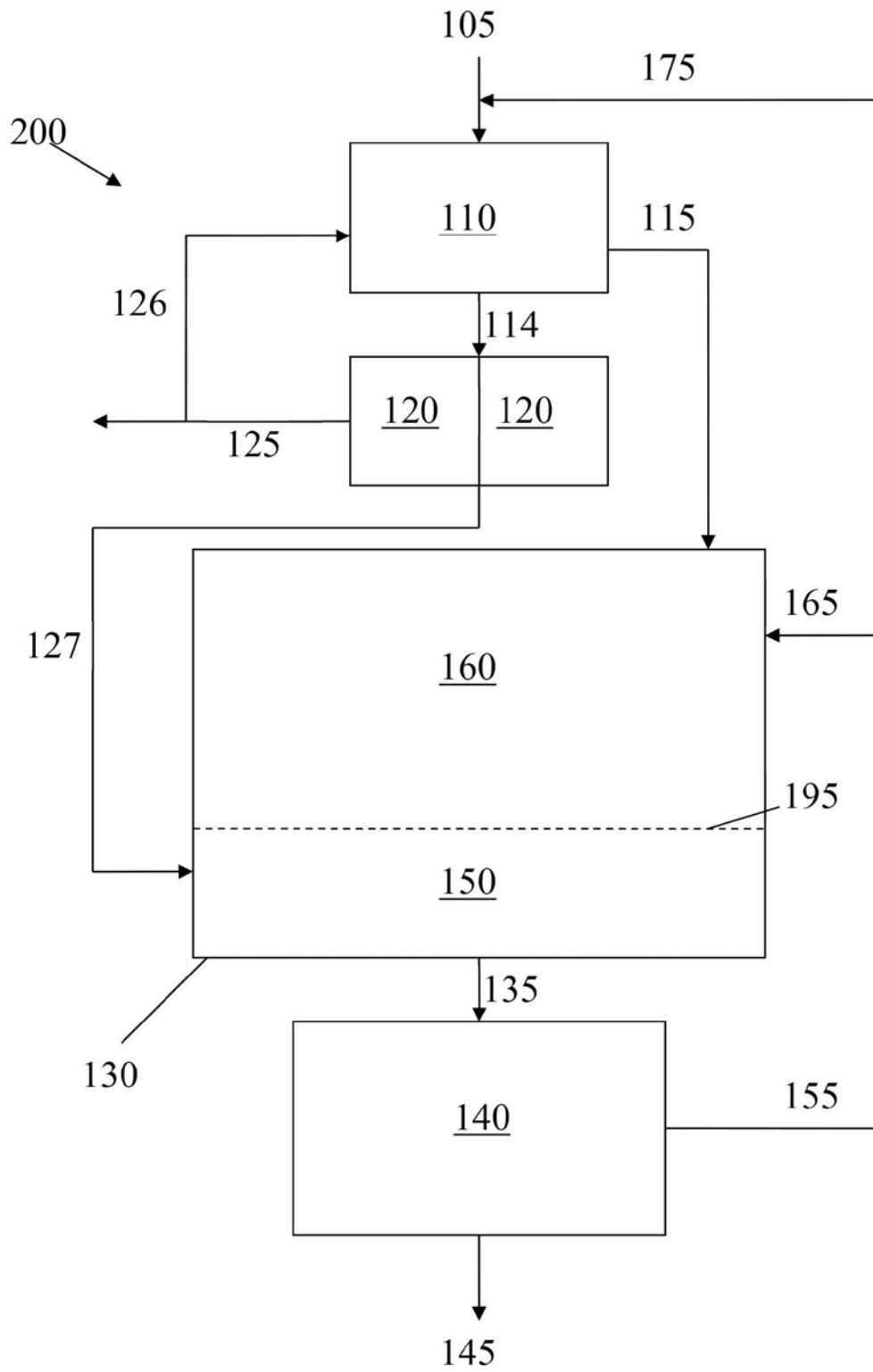


图2

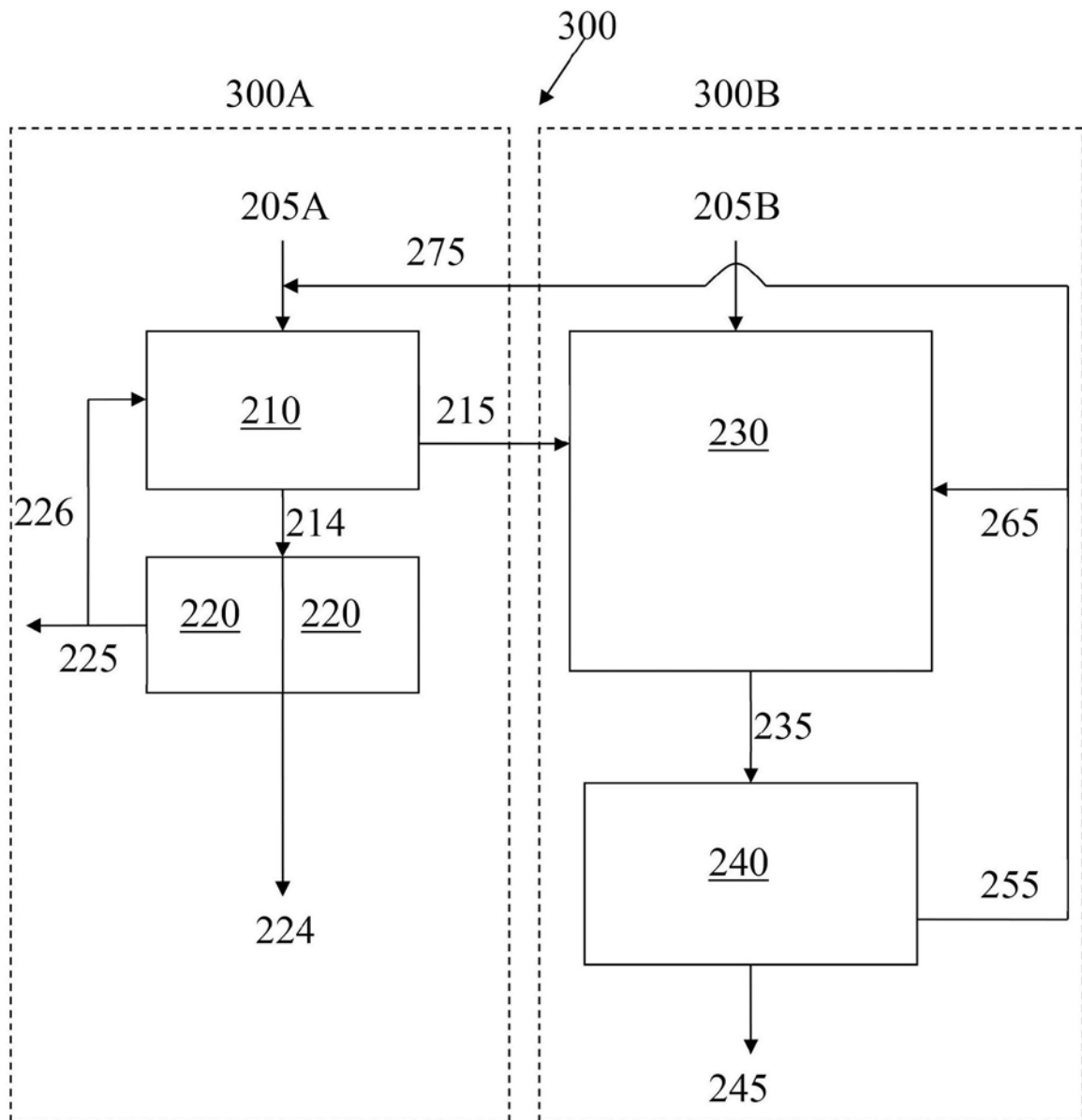


图3

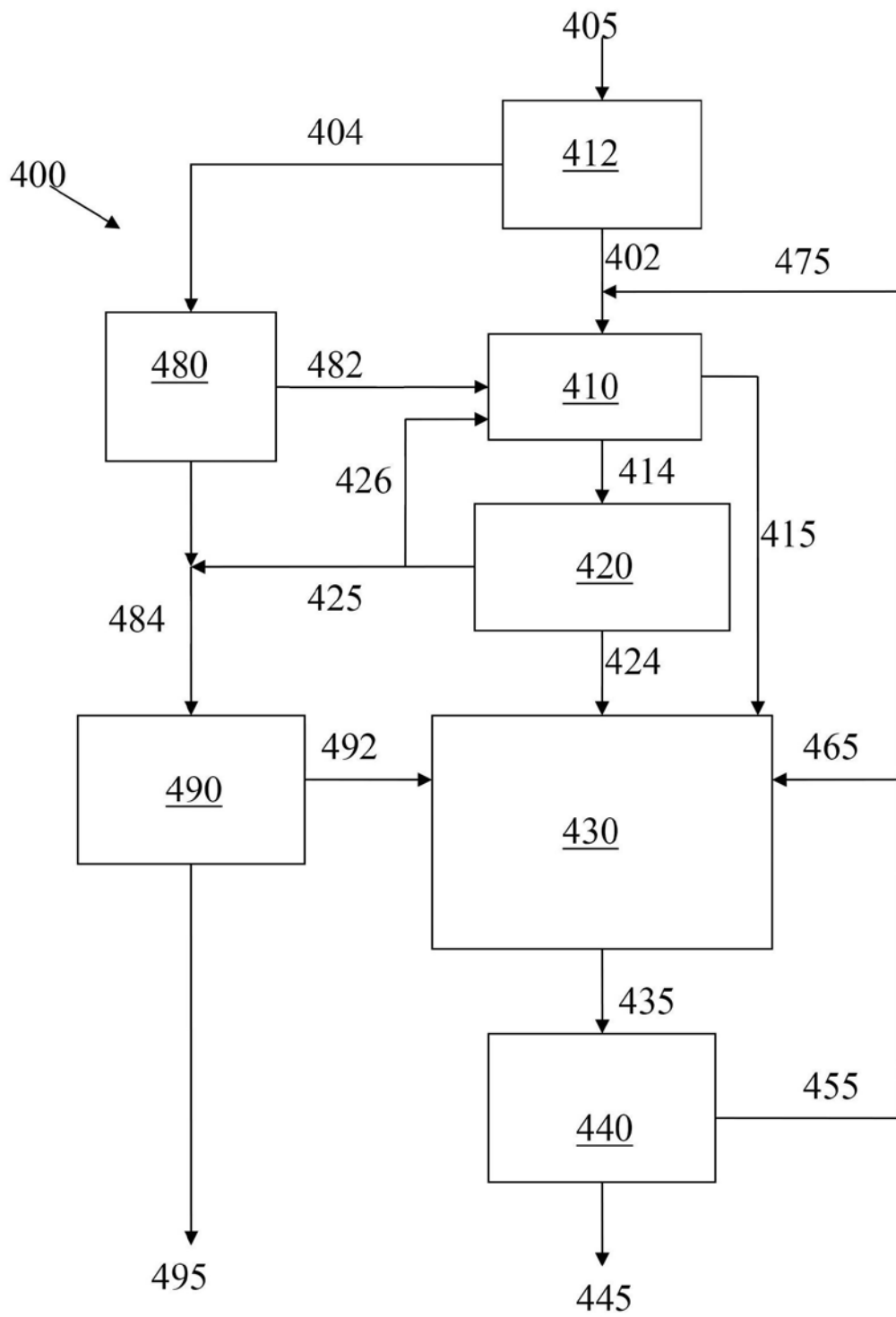


图4

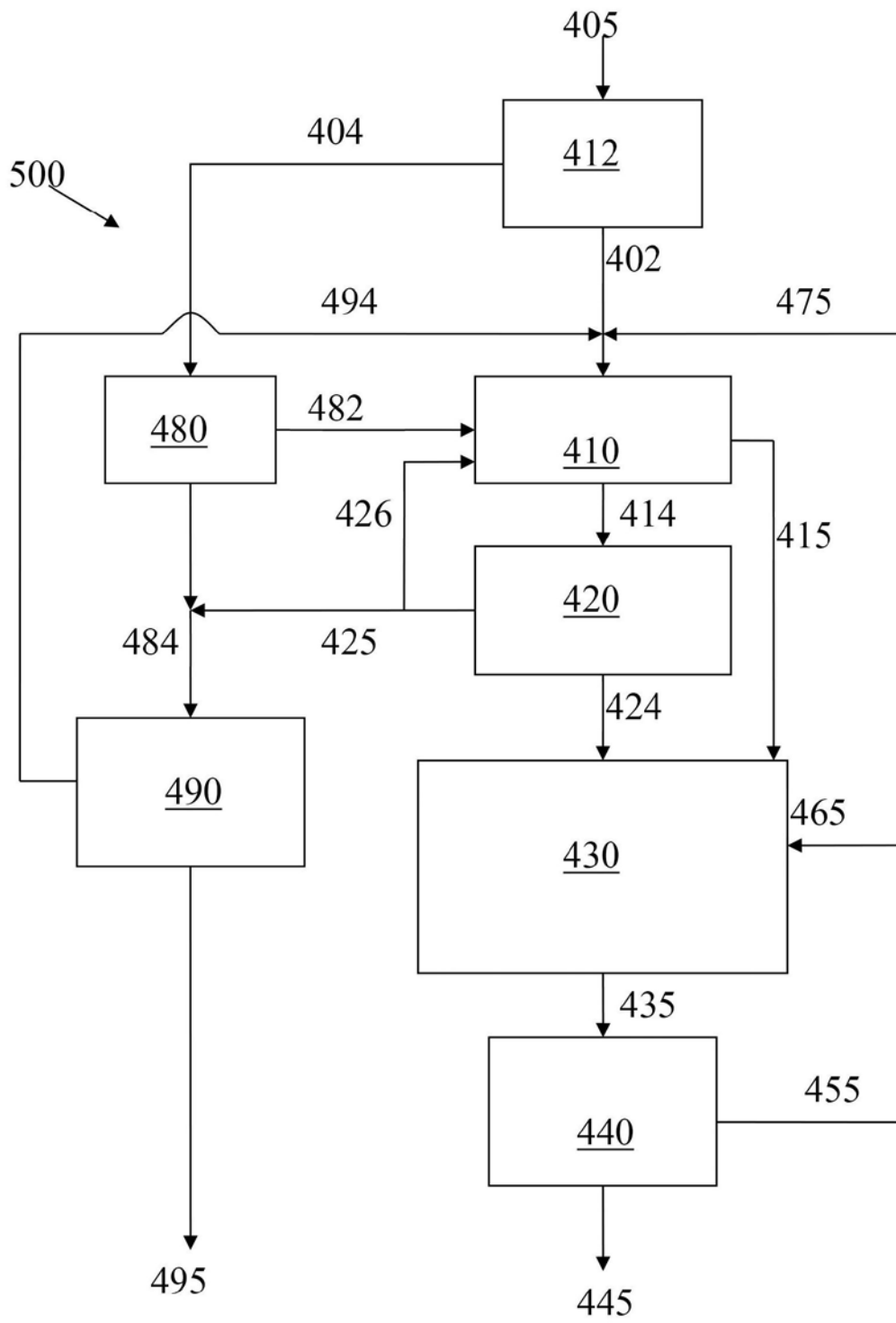


图5

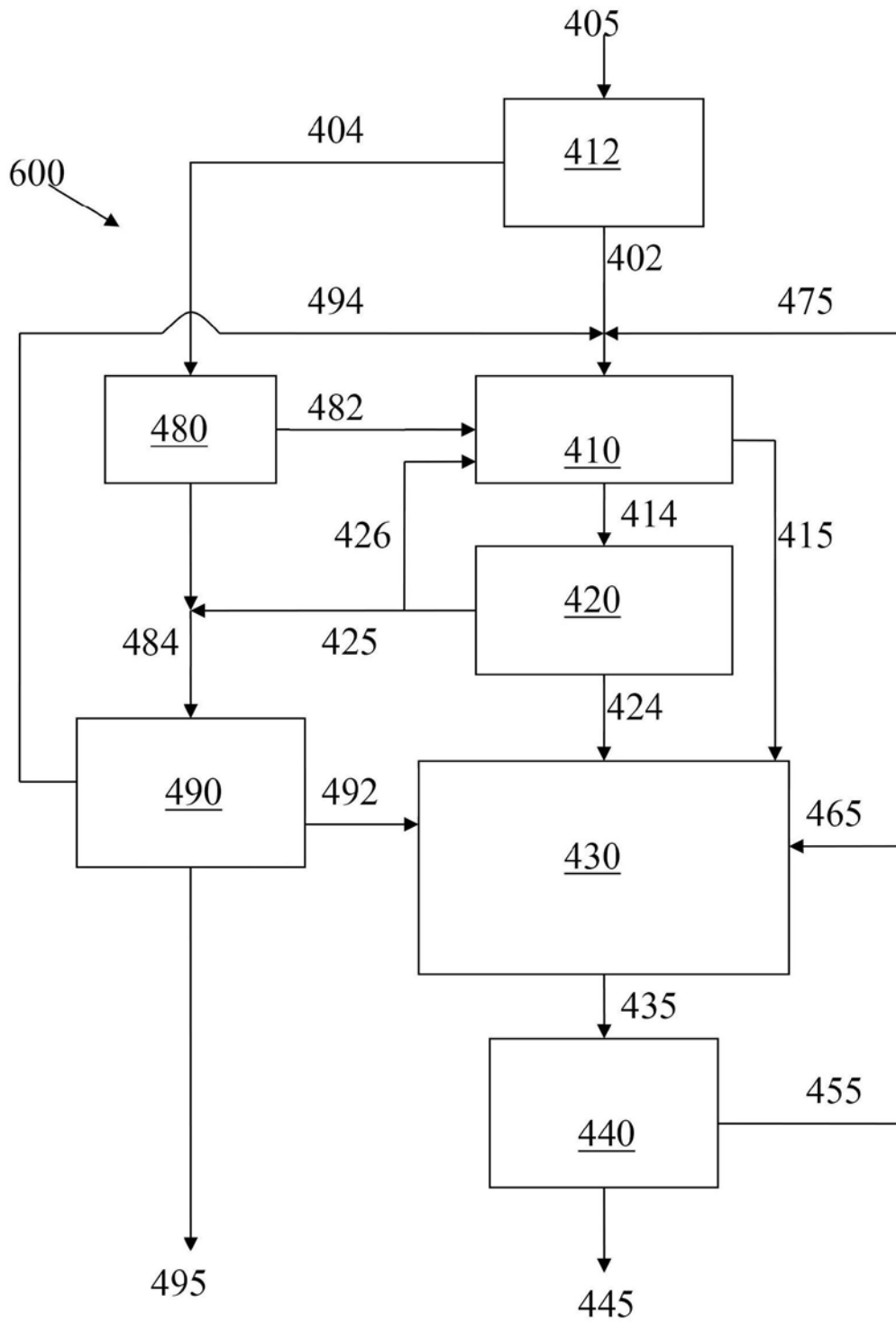


图6

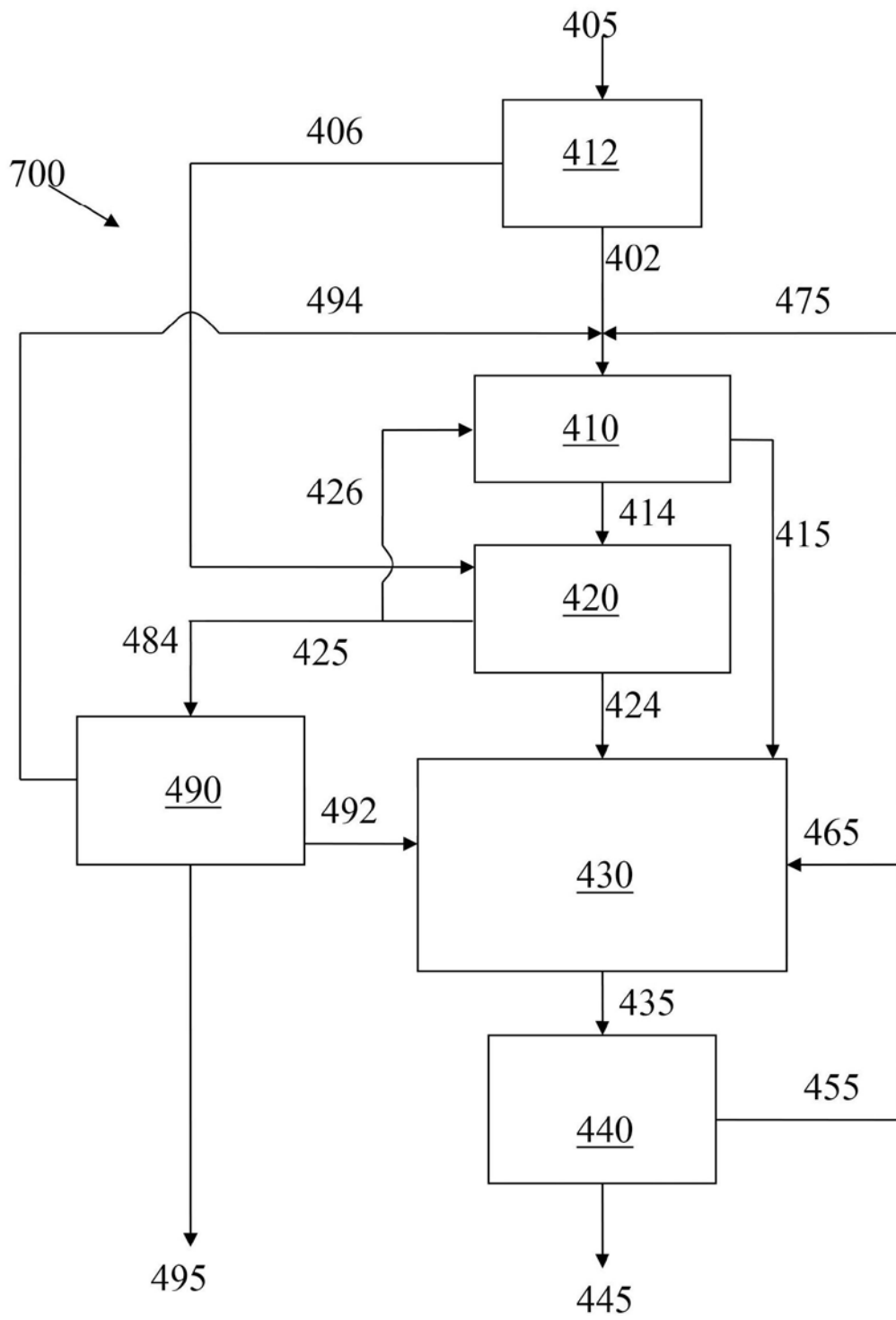


图7

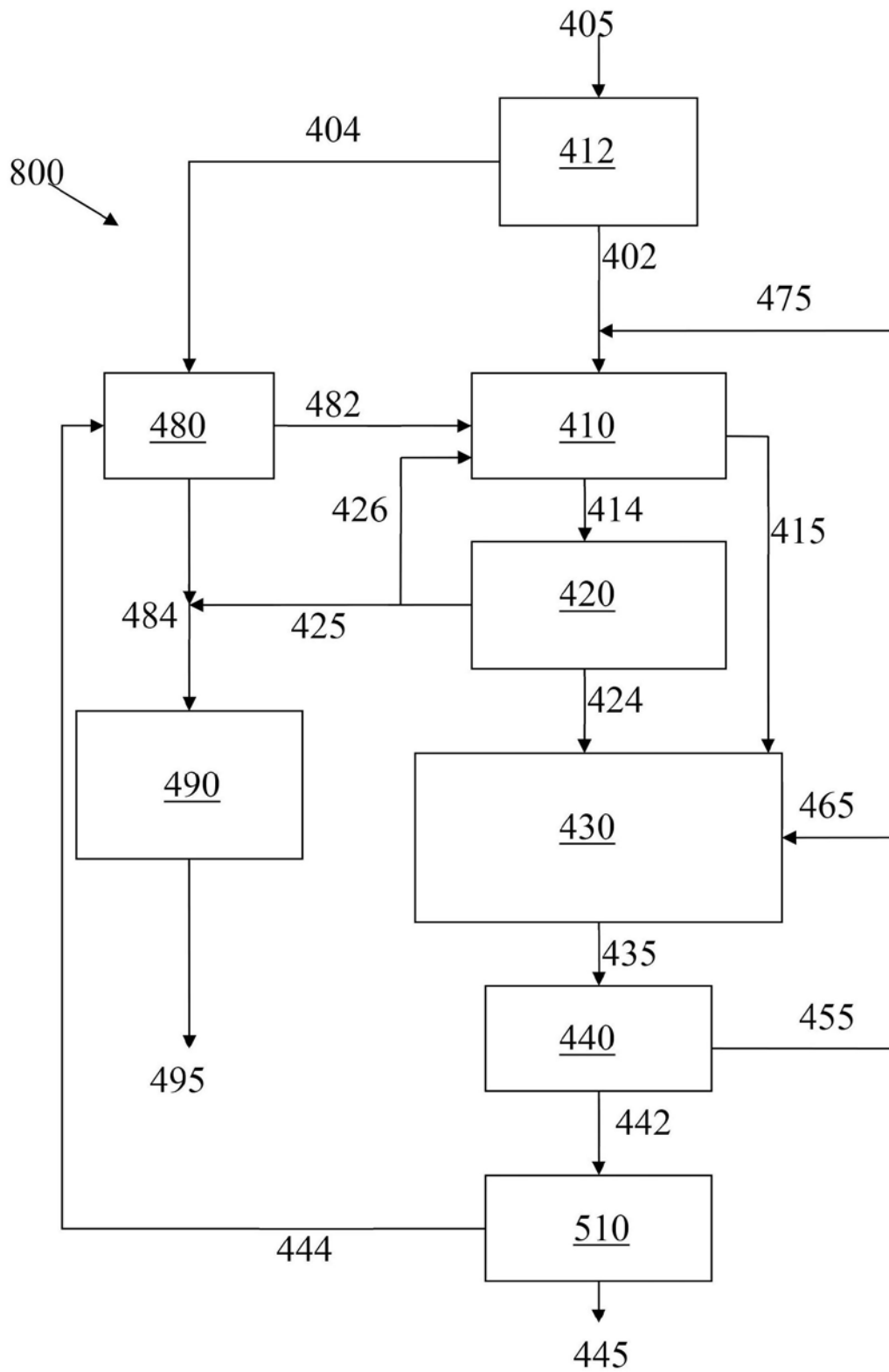


图8

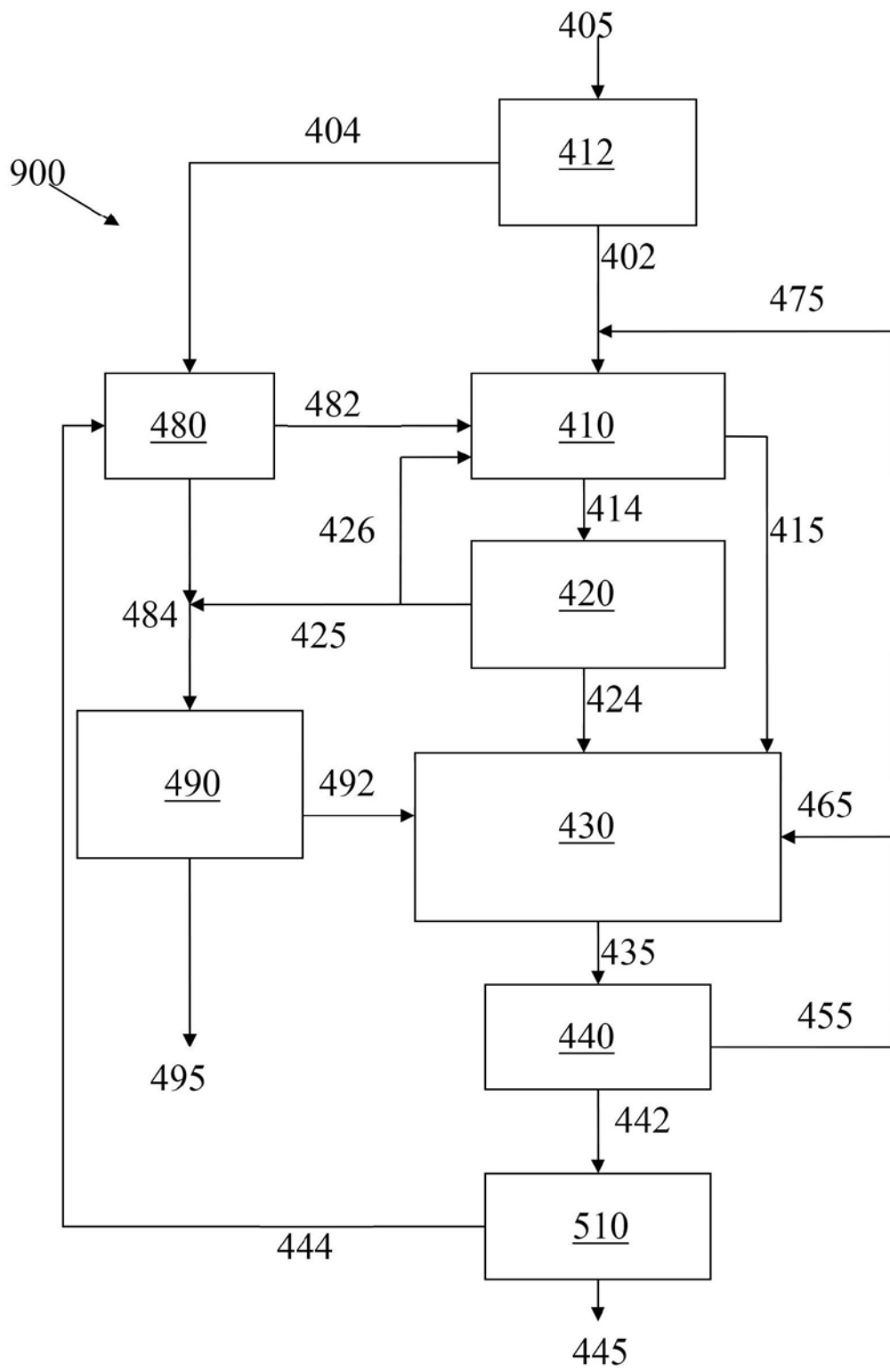


图9

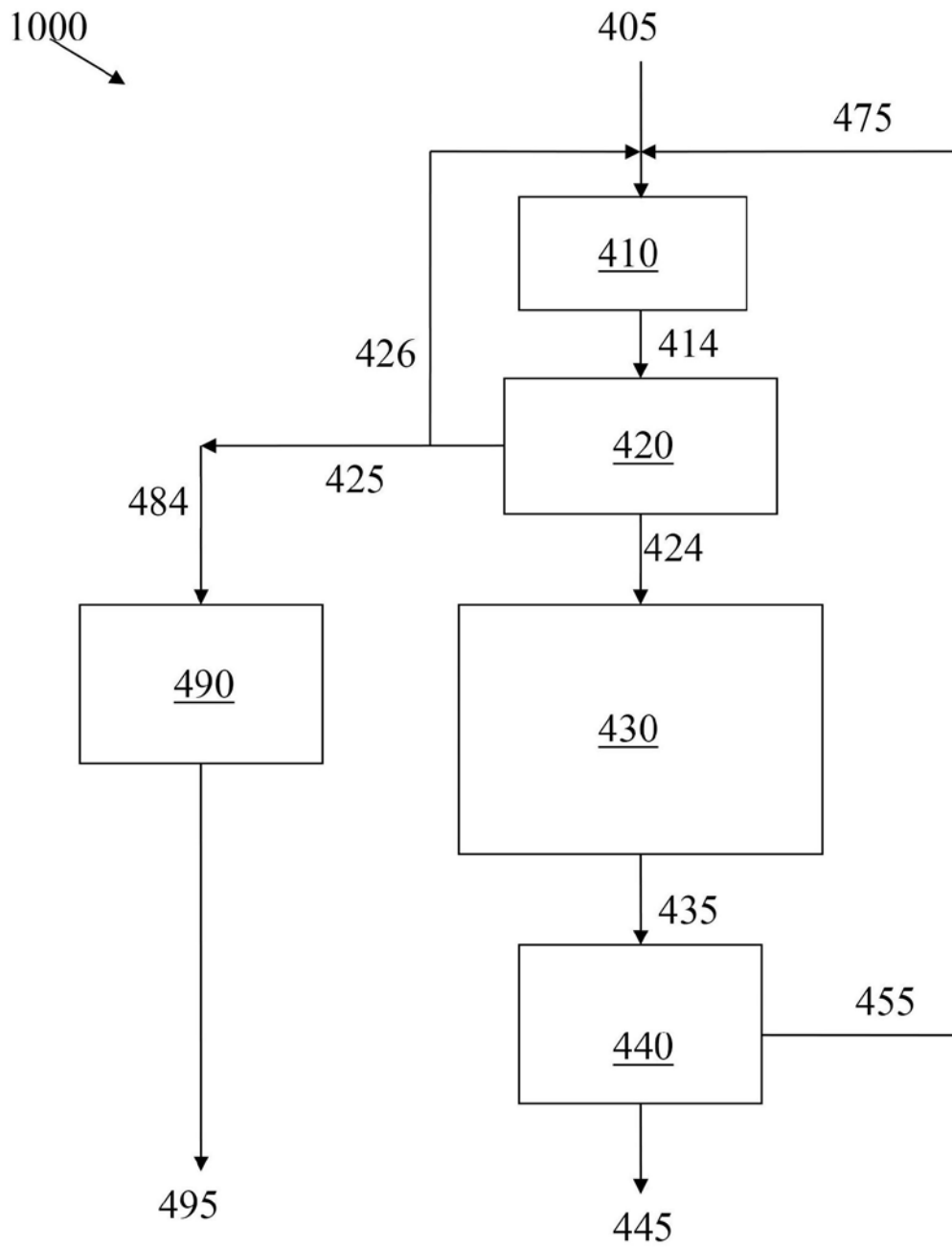


图10

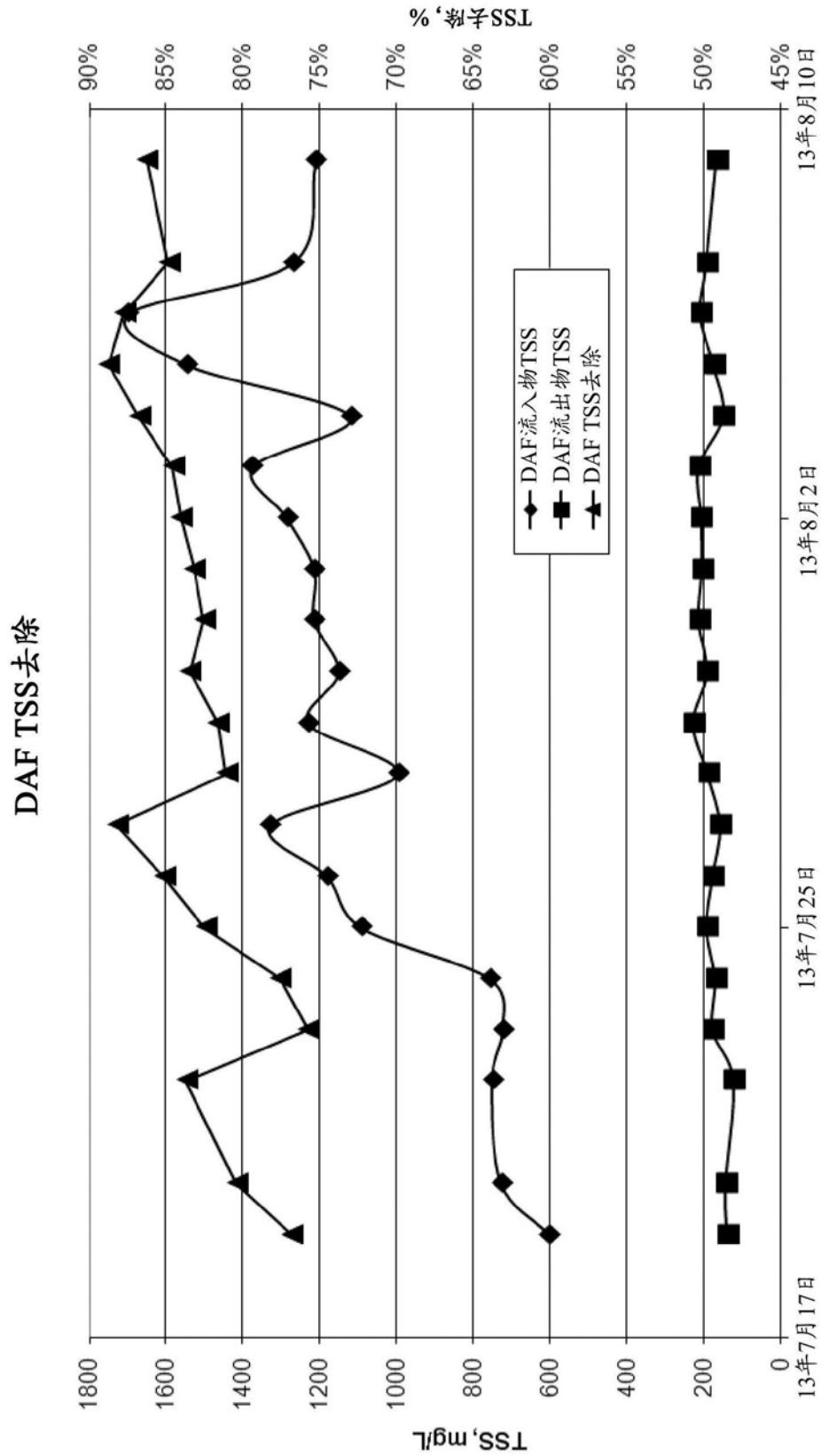


图11

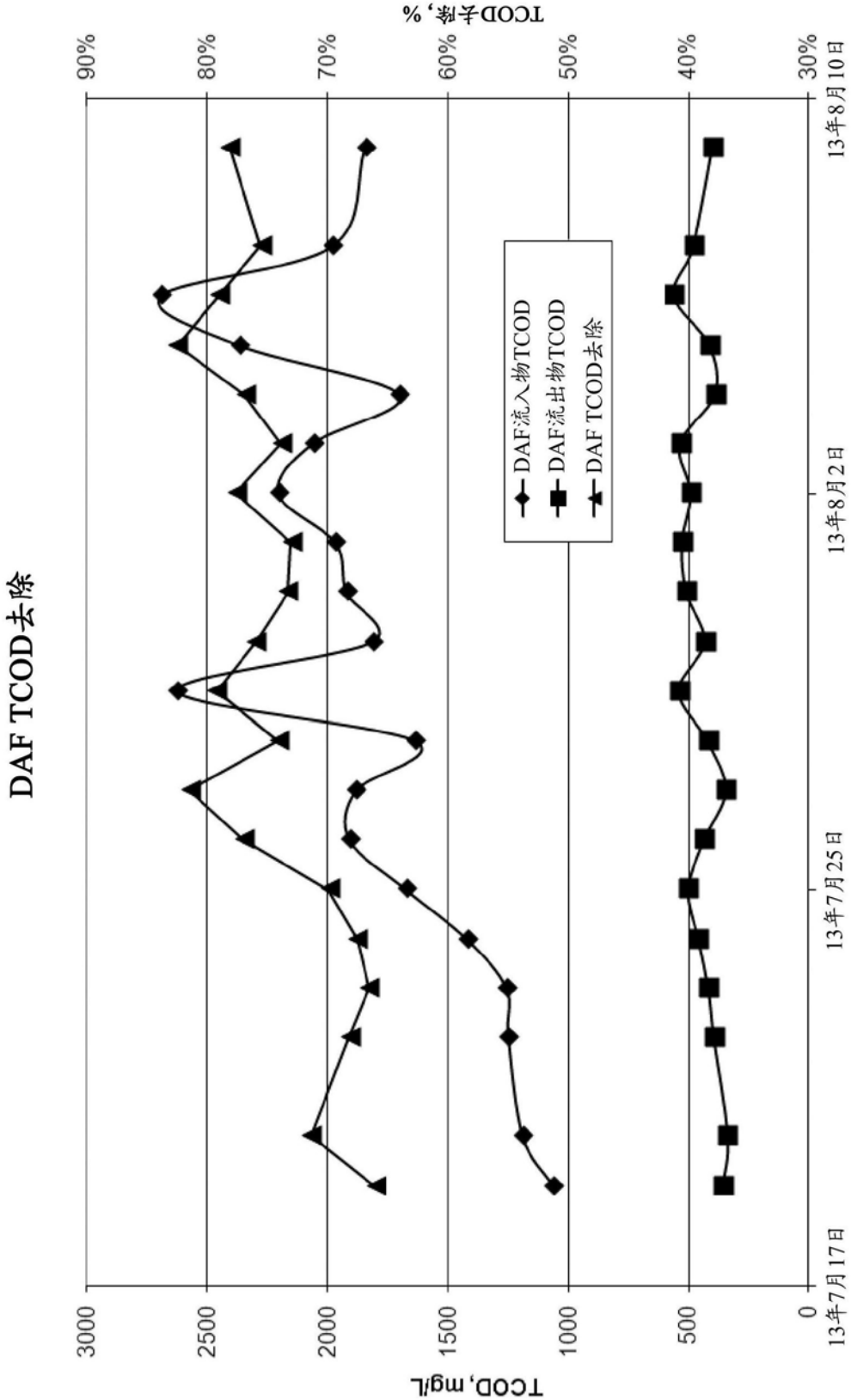


图12

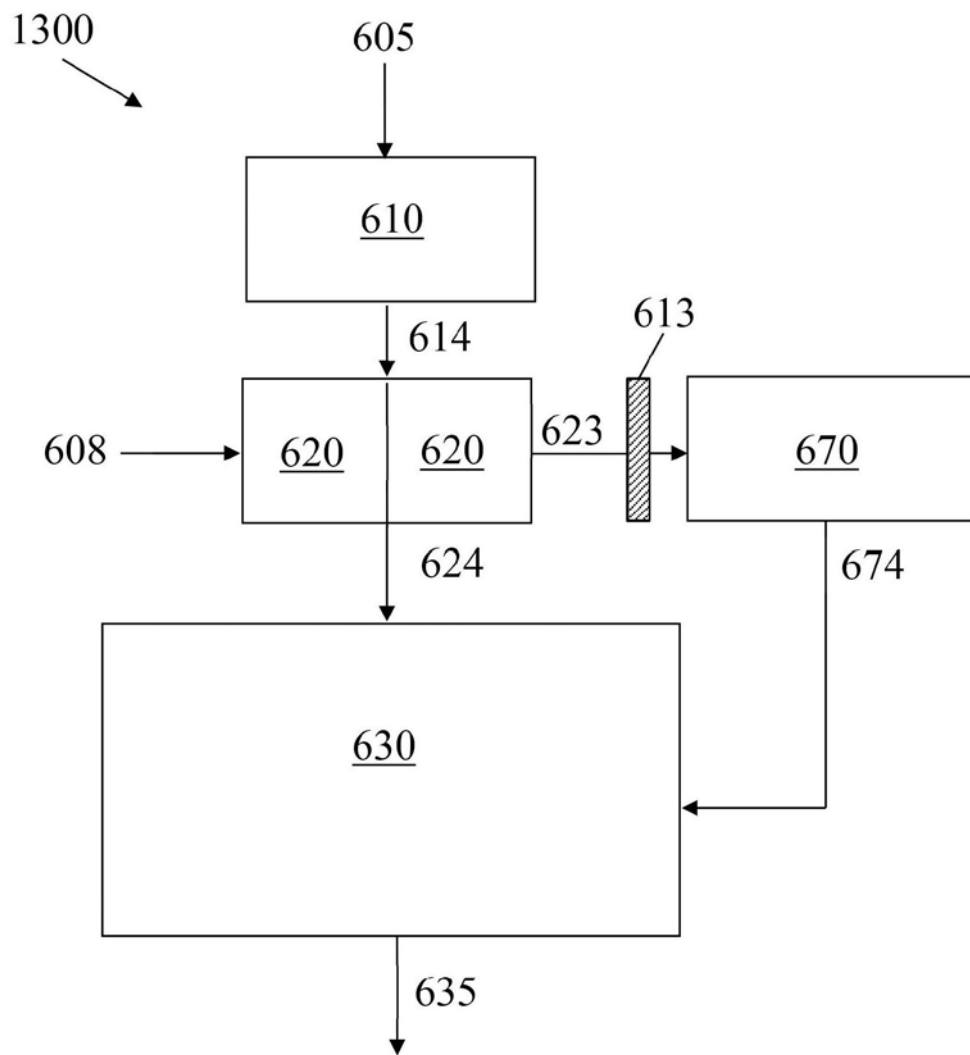


图13

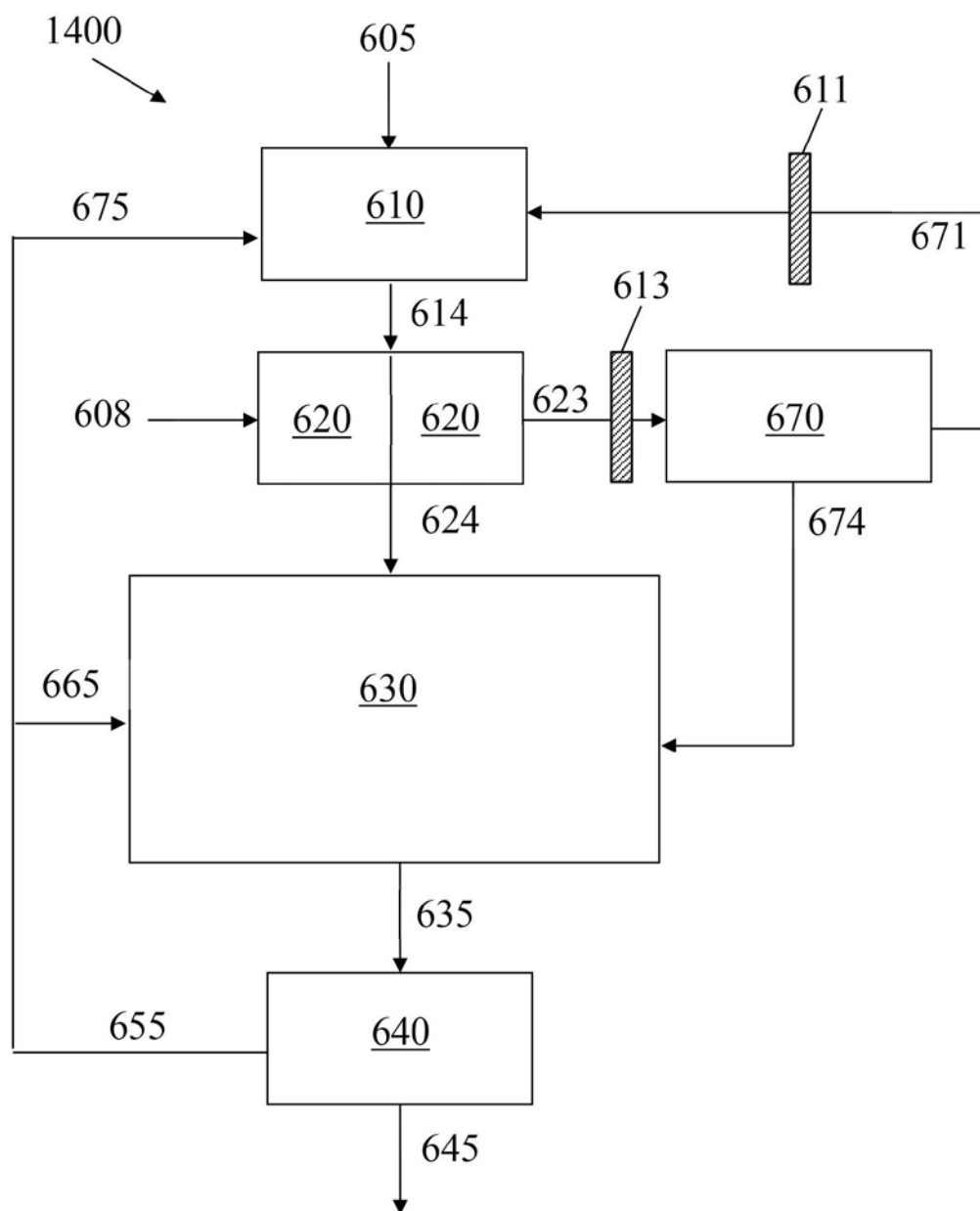


图14

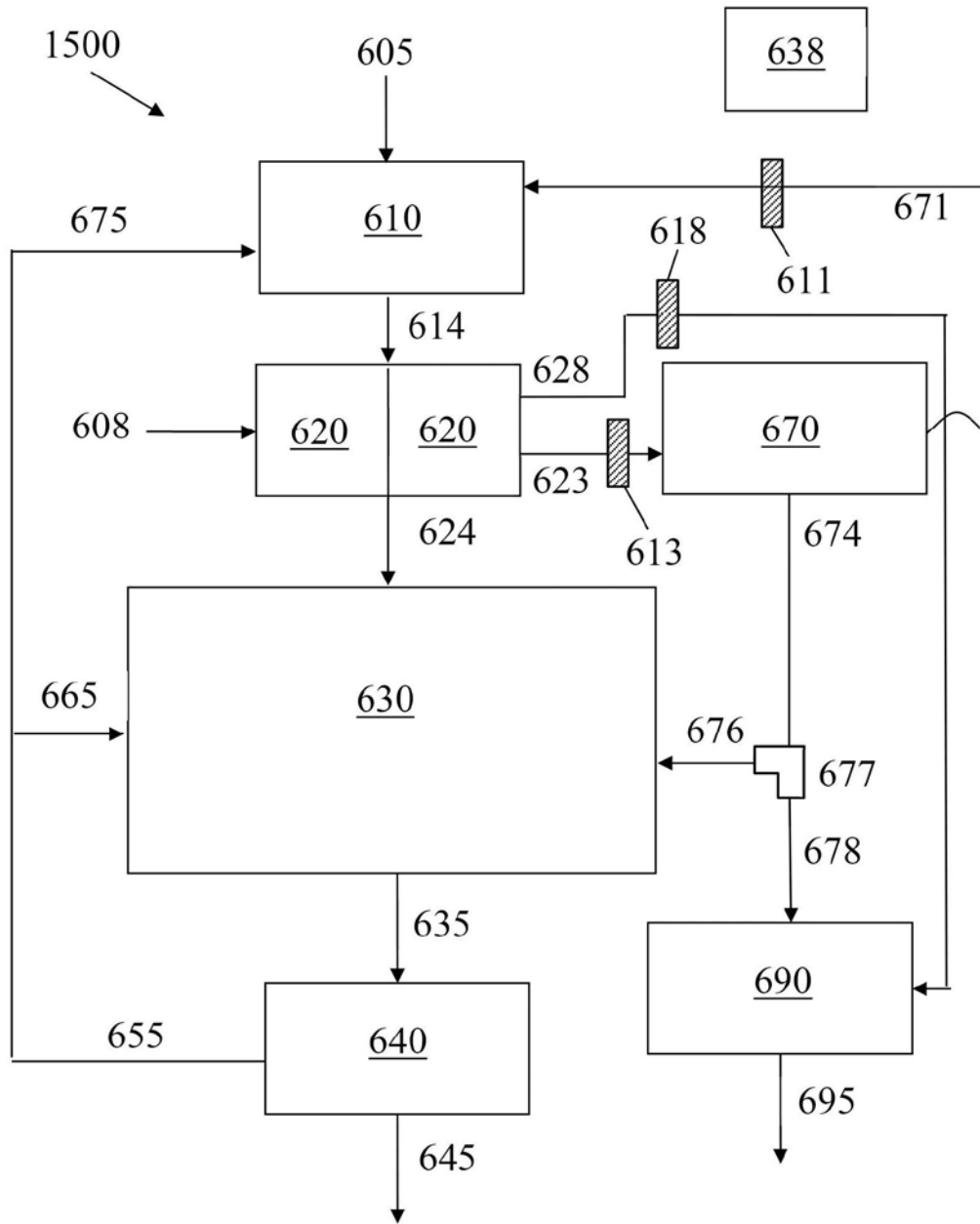


图15

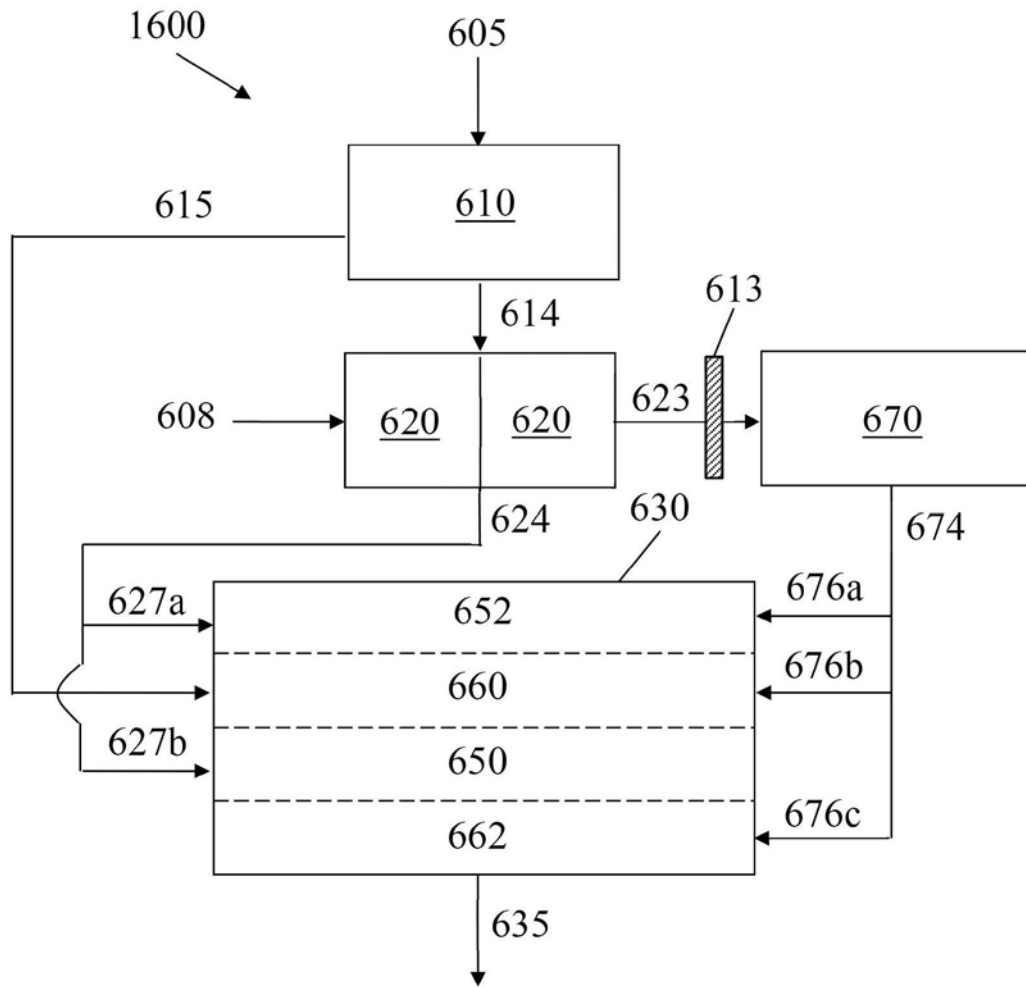


图16

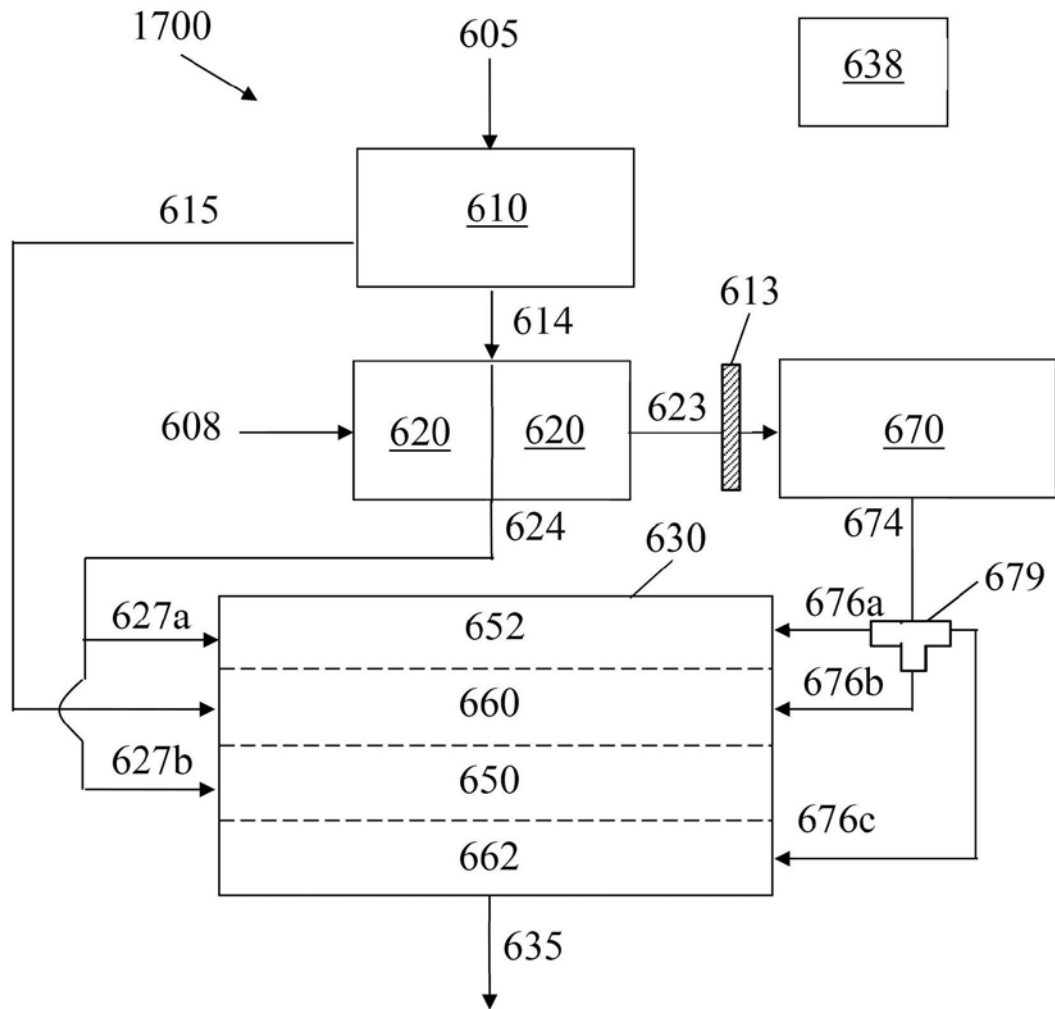


图17