



# [12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200480002981.8

[45] 授权公告日 2009年7月8日

[11] 授权公告号 CN 100511039C

[22] 申请日 2004.1.31

[21] 申请号 200480002981.8

[30] 优先权

[32] 2003.1.31 [33] US [31] 60/444,334

[86] 国际申请 PCT/US2004/002917 2004.1.31

[87] 国际公布 WO2004/070569 英 2004.8.19

[85] 进入国家阶段日期 2005.7.28

[73] 专利权人 法赫尔丁·T·阿塔尔瓦拉

地址 美国新泽西州

[72] 发明人 法赫尔丁·T·阿塔尔瓦拉

[56] 参考文献

US6487459 B1 2002.11.26

US6263355 B1 2001.7.17

US6381505 B1 2002.4.30

US6278899 B1 2001.8.21

US6064809 A 2000.5.16

US6122555 A 2000.9.19

审查员 曲丹

[74] 专利代理机构 北京银龙知识产权代理有限公司

代理人 郝庆芬

权利要求书 3 页 说明书 40 页 附图 27 页

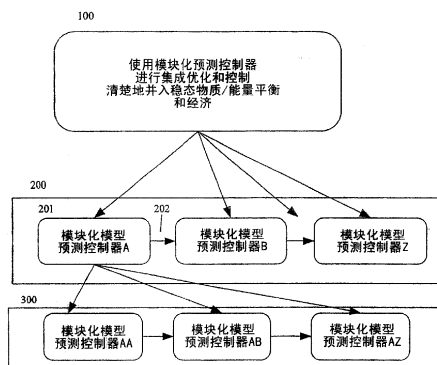
## [54] 发明名称

使用模块化模型预测控制器的集成优化和控制

## [57] 摘要

本发明提出了一种模型预测控制器的模块化设计(400)。这种模块化设计提供了一种可以用统一的方法进行调试的鲁棒的模型预测控制器。物质平衡和能量平衡的明确使用提供了稳定和鲁棒的性能(412)。基于经济的调试的使用提供了一种统一的调试方法(411)。统一的调试方法建立了来自稳态优化和动态控制的控制行动的一致性(400)。进一步的,本发明中提出了一种使用多个模块化模型预测控制器来设计和调试集成优化和控制的方法(100)。这个方法并入了将大量的模块化模型预测控制器集成起来的一种直接和清楚的方法。模块化控制器的集成可以无缝的实现而不需要任何的调试调整(200)。所得到的多个模块化预测控制器的集成系统可以鲁棒地执行,允许每一个模块化模型预

测控制器在系统中其他的操作状态的情况下起到自身的作用。所提出的集成可以实现来包括低电平的模块控制器或相同电平的控制器或二者(300)。



1. 一种使用对一处理指定的模块化预测控制器来进行优化和控制的方法，指定该模块化预测控制器的步骤包括：选择所述处理的一连续的处理边界，包含处理变量的测量值和其他参数，来将稳态物质平衡和稳态能量平衡组合中的至少一个计算到合适的可变程度，所述的其他参数包括从上述测量的变量推导得到数值的变量；以及，除了通常包括在稳态优化中的处理变量的约束之外，还将变化的可变界限的不等式约束明确地并入到稳态平衡中，

该方法包括步骤：

a) 监控所述的处理并使用一稳态优化器进行优化，该稳态优化器响应监控而产生控制数据来优化和控制所述的处理；以及

b) 用与所述的控制数据一致的一动态控制器来预测和控制所述的处理。

2. 如权利要求 1 中所述的方法，其中，所述的方法进一步包括局部地监控所述处理的步骤。

3. 如权利要求 2 中所述的方法，其中，所述稳态优化器使用一优化速度参数产生控制数据来优化和控制所述处理。

4. 如权利要求 3 中所述的方法，其中，所述的优化速度参数是基于所述的稳态平衡从所述的不等式约束的偏离。

5. 如权利要求 4 中所述的方法，其中，进一步包括将所述的优化速度参数分配给那些直接包含在所述的稳态平衡中的控制变量和操控变量以及给其他互连的操控变量和控制变量的步骤。

6. 如权利要求 5 中所述的方法，其中，进一步包括基于权利要求 5 中所述的从所有的所述的稳态平衡中得到的优化速度参数，来对于每一个所述的操控变量和控制变量确定最小优化速度参数的步骤。

7. 如权利要求 1 中所述的方法，其中，进一步包括步骤：

a) 将经济定价分配给与所述处理的物质的生产、质量和资源的使用直接相关的变量；

b) 从与所述处理的物质的生产和质量直接相关的变量的经济定价，推导与所述处理的物质的生产和质量并非直接相关的变量的经济定价。

8. 如权利要求 7 中所述的方法, 其中, 进一步包括为所述的控制器的控制变量设置控制器调试数值的步骤, 直接从在所述的稳态优化中使用的所述的经济定价推导出来。

9. 如权利要求 8 中所述的方法, 其中, 进一步包括使用在所述的控制器中所用的处理的模型增益为操控变量设置控制器调试参数的步骤。

10. 如权利要求 1 中所述的方法, 其中, 进一步包括从操控变量移动计算中消除关于控制阀输出的控制变量和其他非产品变量的模型的步骤。

11. 如权利要求 1 中所述的方法, 其中, 进一步包括扩展与所述的稳态平衡相关的受控非平衡不等式约束的界限的步骤, 导致不对称的控制行为。

12. 一种操作集成控制系统的方法, 用来对作为整体的处理以及它的子处理, 此后称为健全的处理, 进行控制和优化, 包括步骤:

a) 对于每一个所述的子处理指定一模块化模型预测控制器, 并且它的处理整体包括步骤:

i) 选择所述处理的一连续的处理边界, 包含处理变量的测量值和其他参数, 来将稳态物质平衡和稳态能量平衡组合中的至少一个计算到合适的可变程度, 所述的其他参数包括从上述测量的变量推导得到数值的变量; 以及

ii) 除了通常包括在稳态优化中的处理变量的约束之外, 还将变化的可变界限的不等式约束明确地并入到稳态平衡中; 以及

b) 在所述的模块化模型预测控制器和作为整体的处理的稳态平衡中并入改变的不等式约束, 除了通常包含在一个单独的集成稳态优化器中用来进行稳态优化的子处理和作为整体的处理的处理变量的约束之外; 以及

c) 监控所述的健全的处理, 响应于所述的健全的处理使用所述的集成稳态优化器产生用来优化和控制所述的健全的处理的控制数据; 以及,

d) 依据所述的控制数据, 使用模块化模型预测控制器来预测和控制所述的子处理, 到可变的程度。

13. 如权利要求 12 中所述的方法, 其中, 优化和控制是在它的优化和控制行为的范围和程度内被动态地确定的。

14. 如权利要求 13 中所述的方法, 其中, 所述优化和控制是在它的优化

和控制行为的范围和程度内被动态地确定的，是基于所述的集成控制系统的一种三个层次的优化方法，包括：

a) 第一层次，这里称为嵌入式调整控制层次，包括直接且特定地与操控变量设定点和操控变量处理数值相关的模型预测控制器；以及

b) 第二层次，这里称为质量控制层次，除直接且特定地与产品质量相关的控制变量，可操作性限制的控制变量，以及与所述的子处理产量和整体处理的产量相关的所有操控变量外，还包括所述的嵌入式调整控制层次；以及，

c) 第三层次，这里称为产量层次，除直接且特定地与所述的子处理产量和整体处理的产量相关的控制变量和操控变量外，还包括所述的嵌入式调整控制层次和所述的质量控制层次。

15. 如权利要求 14 中所述的方法，其中，所述的进一步包括，依据所述的三个层次的优化，改编所述的子处理的稳态平衡的所述的不等式约束。

16. 如权利要求 12 中所述的方法，其中，进一步包括所述的子处理和作为整体的所述的稳态平衡。

17. 如权利要求 12 中所述的方法，其中，所述集成稳态优化器使用一优化参数产生控制数据来优化和控制所述处理。

18. 如权利要求 17 中所述的方法，其中，所述的优化参数基于用于可行的解的约束的偏离程度。

19. 如权利要求 12 中所述的方法，其中，所述的可变程度与所述的模块化模型预测控制器的控制偏差所允许的方差相关。

20. 如权利要求 14 中所述的方法，其中，操控变量设定点和操控变量处理数值包括为与所述的子处理的可操作性和稳定性相关的温度设定点和温度处理数值。

21. 如权利要求 14 中所述的方法，其中，产品质量包括百分比纯度或 RVP。

22. 如权利要求 14 中所述的方法，其中，可操作性限制的控制变量包括微分压力。

## 使用模块化模型预测控制器的集成优化和控制

### 技术领域

本发明涉及使用模型预测控制器进行实时优化和控制领域。进一步地说，本发明涉及将模型预测控制器进行集成用于大的处理单元，它的子处理包含调整的控制器以得到鲁棒的性能。

### 背景技术

模型预测控制被广泛的应用于各种处理，从单个简单单元操作到包含多个单元操作的工厂单元操作。然而，模型预测控制(MPC)的性能质量如现有技术中实行的随着应用的范围不同会有很大的改变；调试和设计会占用相当多的工程量。

如现有技术中实行的，MPC 的调试是一个反复试验的努力，只在所定义的很窄的操作范围内工作良好，而且根据干扰的严重性和模型存在的不确定性，控制器的调试需要经常性的更新。也就是说，MPC 的性能对于处于变化条件下持续改善处理操作的收益率缺乏鲁棒性。随着 MPC 应用范围的增加，这一问题将更加严重。

MPC 的调试主要是面向基于单个变量的调试，并将其他变量隔离。这种途径不能使得其自身趋向一种在控制下的控制处理的稳定性的简单和统一的方法。这种分开的途径对控制器进行调试会取决于干扰效果和模型不匹配效果的严重程度，使控制器容易受到大范围的性能退化的影响。因此，在一组条件下发展的调试，在其他不同组的条件下常常是不合适的。从而，MPC 的性能会很不稳定而且在最坏情况下，需要不断的调试改变。

在现有技术中，进行了为一个大型的处理单元上连接多个 MPC 的尝试，取得了有限的效果。实际应用中一种这样的方法通常称为“合成 LP”方法，在这种方法中，在个别 MPC 执行它们各自的动态移动动作的同时，大量的 MPC 通过一个总的 LP 进行连接起来用于稳态优化。这种方法需要大量的工程量来构建和维护这样的系统。另外一种实际中提到的方法涉及到美国专利

#6,122,555。在这种方法中，尝试着将大量用于稳态优化的 MPC 连接在一起，此外增加了寻求动态移动和稳态优化的合并解。这两种方法都试着在基本的 MPC 缺乏它自身的鲁棒性上，通过增加优化的精巧性来解决连接多个 MPC 的问题。

尽管上述两种方法为建立和维护大规模的模型预测控制器的根本问题提供了解决方案，然而，他们没有全面且令人满意地解决这个问题。这两种方法都试图提供大规模集成的解决方案而对于模型预测控制器或其应用的方法不做任何改变。这两种方法都建立在具有自身缺点和弱点的模型预测控制器基本结构上。

对于大部分情况，实际上大部分的工作量被用于通过提高在控制器中使用的模型的精度来试图提高性能的鲁棒性。实际上，并非所有的处理不稳定可以单一地归结为模型误差，因为不好的调试也会导致闭环不稳定。最近，在美国专利 #6,381,505 中，尝试在稳态目标计算中明确引入模型误差以提高控制器性能的鲁棒性。这种方法解决了稳态控制器中由于模型误差引起的循环问题。然而，很明显，在没有模型误差和循环问题时，该方法会由于不好的控制器调试而不起作用。

现有技术中所需要的是一种基于更鲁棒的基准的模型预测控制器，它可以在保持自身性能的同时，集成作为大规模的应用的一部分。另外，现有技术中还需要一个简单的有力的方法来构建和维护不论是大规模还是小规模模型预测控制器，不论是对于小单元操作还是大的作为整体的集成处理操作，其都能够始终获得鲁棒的性能。

#### 发明内容

本发明的主要目的是针对以上提到的现有技术的不足，对于不同规模和范围的处理提供鲁棒的控制和稳定的优化。

因此，本发明提供了一种直接和明确的方法来设置操作变量和控制变量的调试数值。统一的调试方法提供了在改变控制器条件时可以使用的一致性的调试。因而，本发明的目的是为处理控制系统提供更加鲁棒的控制器。

进一步的，本发明还提供了一种方法将大量的模块化模型预测控制器集成在一起以应用于一定范围内的处理，包括从一个操作变量和一个控制变量

的处理到更多数量的操作变量和控制变量的处理。

从而，本发明提供了一种模块化模型预测控制器，在保持总体处理的稳定性并持续的提高操作的收益率同时，随着处理范围的增加可以很容易的进行集成。

#### 附图说明

当与附图以及其中包括的案例研究的结果同时阅读时，通过参考以下方法的详细描述，将会更好的理解主题发明的前述的以及其他的特点和方面。

在附图中：

图 1 是显示依据本发明第一实施例的大规模模块化 MPC 系统的构造的构造图。

图 2 是本领域中实行的 MPC 系统的结构图。

图 3 是根据本发明的模块化 MPC 系统的结构图。

图 4 描述了一个具有连续的物质平衡和热量平衡边界条件的闪蒸塔作为本发明应用的一个例子。

图 5 列出了所有与图 4 相关的处理变量。

图 6 用于图 4 中闪蒸塔的典型处理响应模型。

图 7 案例研究 1：数据。

图 8 案例研究 1：数据延续。

图 9 案例研究 1 结果：MX-MPC 和 MPC 的性能比较。

图 10 案例研究 2：数据。

图 11 案例研究 2：数据延续。

图 12 案例研究 2：结果：MX-MPC 和 MPC 的性能比较。

图 13 案例研究 3：数据。

图 14 案例研究 3：结果：MX-MPC 和 MPC 的性能比较。

图 15 案例研究 4：数据。

图 16 案例研究 4：数据延续。

图 17 案例研究 4：结果：MX-MPC 和 MPC 的性能比较。

图 18 案例研究 5：结果：MX-MPC 和 MPC 的性能比较。

图 19 案例研究 6：数据。

图 20 案例研究 6: 数据延续

图 21 案例研究 6: 结果: MX-MPC 和 MPC 的性能比较。

图 22 案例研究 7: 处理示意图: 闪蒸塔的物质平衡和热量平衡。

图 23 案例研究 7: 集成模块模型预测控制器-MX-MPC-A 详细说明。

图 24 案例研究 7: 集成模块模型预测控制器-MX-MPC-B 详细说明。

图 25 案例研究 7: 集成模块模型预测控制器-MX-MPC-A 和 MX-MPC-B 的控制变量的性能详细说明。

图 26 案例研究 8: 集成模块模型预测控制器-MX-MPC-A 和 MX-MPC-B 的操作变量和前馈变量的性能详细说明。

图 27 案例研究 8 集成控制系统的结果。

附图中的参考数字

100 集成优化和控制

200 模块化模型预测控制器

300 模块化模型预测控制器的下一层次

400 模块化模型预测控制器

411 模块化动态控制器

412 模块化稳态优化器

500 模型预测控制器 (现有技术)

具体实施方式

描述-图 1 的较佳实施例:

图 1 表示了这里介绍的本发明的较佳实施例。在图 1 中, 通过结构图的形式显示了一组集成模块化 MPC (此后称为 MX-MPCs)。在图 2 中显示了本领域中实行的 MPC (现有技术) 的结构, 与其相比, 图 3 中显示了一个模块化 MPC (MX-MPC)。如图 3 所示, MX-MPC 将具有自己的动态控制器, 该动态控制器与在其控制范围内的操作变量和控制变量相关。作为一个独立单元, MX-MPC 将具有 MX 稳态优化器 412, 其可以很容易地集成为集成的稳态优化器的一部分。如图 1 所示, 稳态优化器为图 1 方框 200 中每一个 MX-MPCs 以及方框 300 中依次的每一个 MX-MPCs, 集成了图 2 所示的 MX



稳态优化器 412。

图 1 中的线 202 表示了 MX-MPCs 的相互连接。实际上的 MX-MPCs 的相互连接图依赖于下层处理的拓扑结构。

参考图 2，以结构图的方式显示了本领域中实行的模型预测控制技术 MPC 的执行。后面将用 MPC 表示本领域中实行的模型预测控制技术。图 2 很清楚地显示了，MPC 模块 513 被分为稳态计算和动态计算。同时，由方块 501 表示“工厂”。术语“工厂”想要表示提到的任何的不同系统，比如化学处理设备、炼油设备。

为了清楚的说明，在本说明书中不会描述 MPC 控制器实际执行中的所有特征。这里引用的参考文献 1-5 中提供了本领域中实行的模型预测控制的规格和操作的基本的详细说明。

动态 MPC 计算被大量的研究（如，S. J. Qin and T. A. Badgwell, “An Overview of Industrial Model Predictive Control Technology”, in Fifth International Conference on Chemical Process Control, J. C. Kantor, C. E. Garcia, and B. Carahan, Eds., No. 93 in AIChE Symposium Series 316, 1997, pp. 232-256）。由于进入系统的干扰或由操作者输入的新信息可能会改变最优化的稳态的位置，稳态 MPC 计算的目的是在每次 MPC 控制器 513 执行时，重新计算动态控制器 511 的目标值。这种将 MPC 算法分成稳态和动态计算的分法在例如 C. Cutler, A. Morshedi, and J. Haydel, “An Industrial Perspective on Advanced Control”, AIChE National Meeting Washington, D. C., 1983”中被间接提到，并且现在在工业 MPC 技术中很普遍。

简单地说，图 2 中描绘的整个系统，包含本领域中实行的 MPC 513 和工厂 501，操作如下：MPC 513 执行动态和稳态计算来产生控制信号，该控制信号将最佳“输入” $u^*$ 反映到工厂 501。通过连线 502 输入  $u^*$ 到工厂 501。这样，图 2 中的连线 502 代表了在 MPC 技术的“真实世界”应用中，加在受控元件（比如说阀门）上的多个电控制信号控制在工厂中的多个控制变量  $y$ （比如压力，流速，温度）。

另一方面，通过表示在图 2 中作为在连线 503 运载的多个“输出” $y$ ，将工厂 501 的操作在图 2 中符号化地表示出来，这样，连线 503 表示了反映工

厂 501 操作状态的多个电信号。

如图 2 所示，输出  $y$  被反馈回来以作为稳态优化器 512 的输入。稳态优化器 512 操作来产生所谓的“目标”输入和输出  $u$ 、 $y$ ，分别作为工厂输出  $y$  的函数和作为在如图 2 中符号化表示的在连线 514 上运载的“目标”函数。目标输入  $u$  和输出  $y$  在如图 2 中表示为运载在连线 504 上。目标输入  $u$  是到工厂 502 的那些输入，它们是通过计算模块 513 的计算得到的，并期望能够基于工厂 501 的 MPC 建模使工厂 501 的操作而产生目标  $y$ 。

典型地，稳态优化器使用用于动态控制器移动计算的动态处理模型的稳态版本。然后，重新计算的最佳稳态被传送到动态控制器。由图 2 中模块 512 表示的线性 MPC 的稳态目标计算采用线性程序 (LP) 的形式。

描述-图 3 其他的实施例：

转到图 3，其显示了与图 2 中 MPC 不同的 MPC。图 3 中的 MPC 被称为模块化 MPC，具体原因将从其详细描述中变得清楚。除了在方框 412，411，401 中的内容和细节与图 2 中相对应的方框 512，511，501 不同之外，图 3 中 MX-MPC 的操作与图 2 中 MPC 的操作是相同的。通过将图 2 中的附图标记的第一个数字替换成 4，上述 MPC 操作的描述可以逐字地对应到 MX-MPC 的操作。不过，MPC 和 MX-MPC 的差别产生自方框的内容。

首先，在方框 401 中的控制处理的范围是基于稍后描述的作为物质/能量平衡的连续边界，因而在这里被称为模块化处理/子处理。然后，图 3 中的稳态优化器 412，通过与图 2 中的稳态优化器 512 不同的方法被推导出来，因而在这里被称为 MX-稳态优化器。如图 3 所示，除了图 2 中作为稳态优化器 512 的一部分所通常包含的所有约束以外，它清楚的并入了稍后将会描述的与方框 401 中的处理/子处理的范围有关的“稳态物质/能量平衡的受控的非平衡”的不等式约束。进一步的，对于独立的 MX-MPC，MX 稳态优化器 412 将会包含在 MX-MPC 的操作中。反之，对于集成的 MX-MPC，MX 稳态优化器 412 将会包含在组合了多个如图 1 所示的 MX-MPC 的稳态优化操作的集成的稳态优化器中。

图 3 中的处理 401 的关键特征是，MX-MPC 的范围会包括内部所有有关的连续的物质/能量平衡边界。在某些情况下，这可能和包括在蓄电池周围的

流入流量和流出流量的一个物质平衡边界一样简单，或者在另一个情况下，其将为在炉子周围的热流入和热流出的热平衡。如后面的详细描述中将会更明显，物质平衡或者能量平衡（在此，为了简化，能量平衡和热平衡的互换看作相同）严格的讲不需要完成，只要达到这样的程度：即与两个平衡中任何一个平衡相关的变量必须一起监测到。在本发明的框架中缺少处理测量的局部平衡仍然可以使用，虽然有性能的损失。

在如图 3 中以后将会详细描述的处理 401 的被控制的范围内，所包含的物质/能量平衡将表示为在图 3 的 MX-稳态优化器 412 中的“受控的非平衡”约束。

根据本发明，图 3 中的 MX-稳态优化器 412 可以是图 3 中处理 401 的分离的独立的 MX-MPC 的一部分，或者其可以是用于图 3 中所有类型的集成 MX-MPC 的集成稳态优化器的一部分，该集成 MX-MPC 用于各种处理和子处理等。

那些本领域普通技术人员会期望实际的处理通过物质流和能量流连接在一起：进料被转换成中间产品，然后以中间产品的形式馈送到中间处理，最终导出最后的产品。进料到中间产品到最后的产品的转换需要能量的应用和移除。因而，物质流和能量流的网络跨越了整个处理操作。这里提出的本发明的方法跟随物质流和能量流来察看模块化模型预测控制器（MX-MPC）。必然的，MX-MPC 通过物质流和能量流的网络连接在一起。这样，MX-MPC 的集成本身就由监测它们的方法来确立。尽管 MX-MPC 的监测会与处理有关，但是对它们进行监测的方法是与处理无关的。因此，本发明提出了一种监测 MX-MPC 的方法，对于很多处理都可以一致适用，从而可以在整个产品链/网络范围内允许控制和优化的大规模的集成，从进料到中间产品到最后的产品都能保持一致。后面将会更明显，这样的方法为整个处理以及为子处理产生了鲁棒的处理控制系统。

那些本领域的普通技术人员会察觉到在处理及其子处理中，哪里可以确定这样的物质/能量平衡边界。例如，在微观的层次上，可以绘出与进料预热温度控制器的热量平衡边界，该进料预热温度控制器包括作为热源的可燃气体以及作为吸热器的进料。

为了清楚起见,本说明书中没有描述 MX-MPC 控制器实际执行中的所有特征。而是描述了本发明不同于本领域实行的 MPC 的关键特征。当然,必须意识到在任何这样的实际执行的开发中,如任何这样的项目,必须做出大量的工程和规划决定来获得开发者特定目标和子目标(例如,符合系统和商业相关的约束),这些目标随不同应用而改变。也将意识到这样的开发努力也许会很复杂和花时间的,然而对于那些受益于本揭示的控制器系统设计领域的普通技术人员来说,将会是一项常规的日常工作。

如在工业中(化学工程)的使用,术语“物质平衡”描述了对进入和离开一处理的所有流量的进行识别的处理,该流量直接包括在某些物理分割或化学反应中。进一步的,这关系到在一个时间段上量化和测量这些流量来平衡某种特定物质或它的某种成分的总的流入流量使之等于流出流量。通常的理解是,在单元操作的稳态条件下,总的流入流量将等于总的流出流量。相反的,在非稳态条件下,总的流入流量和总的流出流量之差在这里用术语“物质非平衡”来表示。

如在工业(化学工程)中的使用,术语“能量平衡”描述了对进入和离开一处理的所有流量的进行识别的处理,该流量直接包括在某些物理分割或化学反应中。进一步的,这关系到在一个时间段上量化和测量这些能量流量来平衡总的输入能量使之等于输出能量。通常的理解是,在单元操作的稳态条件下,总的输入能量将会等于总的输出能量。相反的,在非稳态条件下,总的输入能量和总的输出流量之差通常以单元能量的增益/损耗为大家所知,在这里用术语“能量非平衡”来表示。在处理工业中,主要的能源是热能,因此为了达到描述本发明的目的,将使用热平衡。

为了方便说明,我们首先集中在物质平衡上。然而,相同的概念可以等同的应用到能量平衡上。例如,对于物质平衡我们提到“流入流量”和“流出流量”的地方,可以换成能量“流入流量”和能量“流出流量”来应用到能量平衡上。这样,我们将主要集中说明物质平衡,虽然本发明不仅限于物质平衡。

作为进一步的背景,除了流入流量变量和输出流量变量之外,模型预测控制器使用技术中通常称为“流量控制阀输出”或“电平控制阀输出”来控制

制和优化处理单元的性能。然而，模型预测控制器中使用的流入流量和输出流量主要是通过操控一个或多个流入流量而选择，从而控制一个或多个输出流量。与流入流量和输出流量有关的流量控制阀输出和/或电平控制阀输出包括在用于“处理约束”的控制器中。依据本发明中提到的在处理单元周围的总的物质平衡，这些输出流量被单独而不是共同的加以控制和约束。因而，如现有技术中的实行，MPC 很少包含所有的流入流量和输出流量处理来明确物质平衡，即便如此，依据该单元周围的总的物质平衡，它们也不是一起进行控制的。

如现有技术中的实行，MPC 通常包括一组被称为“处理响应模型”，其表示了在处理处于稳态的情况下，过程输出变量及时响应处理输入变量的阶跃变化而改变的时间变化值。

本发明可以应用于图 2 中的控制器的执行中使用的模型的任何形式，不管是线性还是非线性。为了在这里更好的说明，将会使用动态响应模型。

处理约束决定了一个处理单元的操作范围的界限。输出变量关系到产品流和它们的性质，比如密度，沸点，纯度等。它们也可能包括处理设备容量的状态，比如控制阀输出、蓄电池中电平、或者压力。这些变量表征了处理状态并被用来设置设备和/或处理允许操作的物理界限。因而，对于处理输入变量和输出变量中的每一个，低和高的界限设置在控制器要求操作单元的范围之内，或者使得超出界限的情况最小化。

控制器因此包括了一组相互关联的处理模型和约束集。通过操控合适的变量，控制器使得处理从当前状态推导到所需要的/最优的状态。

根据控制器的调试和测量或未测量的前馈变量中变化的方式和幅度，以及处理本身的动态，实际获得的处理状态会偏离所需的或者最优的状态。

下面给出了所提出的模块化模型预测控制器的详细的相关公式。首先，该公式是依据变量特性而给出的。其次，优化的基础最重要的包括如何表示经济价格，包括被用来进行寻找物质平衡和能量平衡的最优解的整体优化战略。最后，给出动态控制器如何控制移动计算的细节，以保证从优化层次到移动计算层次可以使用统一的调试方法。

依据本发明，对 MX-MPC 的监测是至关重要的。MX-MPC 的监测基于

连续的物质/能量平衡边界。连续的物质边界被定义成这样一个边界：其中，变量的测量足够充分来达到物质平衡。根据涉及到的处理变量，物质平衡可以叙述为整体平衡或部分层次的平衡。

相似的，连续的能量平衡被定义成这样一个边界：其中，变量的测量足够充分来达到能量平衡。在实际中，在处理工业的应用中，能量平衡更通常涉及到热量平衡。

在上面提到的 MX-MPC 的范围内，可以有超过一个物质/能量平衡边界。因而，MX-MPC 的范围按照需求变大或者变窄，但是必须总是构成连续的物质/能量平衡边界。

除了连续的物质和/或能量平衡变量，MX-MPC 还可能包括用来表征运作范围界限变量比如控制阀输出，或者设备安全性比如皮肤温度界限等。

为了模块化公式表达方式在以后实现无缝集成，将 MX-MPC 范围内的变量如下表征。变量的表征基于变量是否清楚并直接地涉及到产品的生产和处理操作的有利性。

MX-MPC 的操作变量，控制变量，前馈变量表征如下：

- 与产品相关的变量，如进料，产品取出，进料质量，产品质量等。所有明确且直接与产品相关的变量被称为  $v^p$ 。
- 与产品无关的变量，比如淬火用水，加热器旁路流量，床体温度，塔差压等。所有不明确且不直接与产品相关的变量被称为  $v^n$ 。

根据以上的特征，模块化公式化的 MX-MPC 将具有以下的一组变量：

- $mv^p$ ， $cv^p$  和  $fv^p$  分别对应于产品相关的操控变量，控制变量，前馈变量；
- $mv^n$ ， $cv^n$  和  $fv^n$  分别对应于非产品相关的操控变量，控制变量，前馈变量。

在图 3 中，以上特征化的变量显示在它们各自的连线上。进一步的，对于受约束的优化，控制器范围内的每一个变量将会具有如下定义的范围：

- 常规范围：在这个范围内要求变量由控制器的操作者保持。
- 上惩罚范围：超出常规上限的扩展范围，其中，如果变量超过了该上限就会施加一个惩罚。

- 下惩罚范围：超出常规下限的扩展范围，其中，如果变量超过了该下限就会施加一个惩罚。

对于和产品相关的变量，这里将对以上提到的三种范围给出经济价值。如此后所述的，对于非产品相关变量，三种范围的经济价值将会从相关联的产品相关变量中导出。

通常，对于产品相关变量，常规范围的经济是已知或给出的。对于大部分情况，上惩罚范围的经济惩罚也是已知或给出的，尽管通常不容易利用。例如，对于产品质量变量，比如精炼处理中的蒸馏物的 RVP，其常规范围的经济数值可能设置为\$2.0 每桶蒸馏物。然而，如果实际的蒸馏物的 RVP 高过了常规范围的上限值，这样它的经济惩罚可以设置为\$0.20 每桶蒸馏物。在这种情况下，当蒸馏物的 RVP 高过了常规范围的上限值，优化器将使用\$1.8 每桶作为蒸馏物在上惩罚范围内的经济价值。这将从随后的细节中将会变得很明显。

上惩罚范围和下惩罚范围都可以被考虑成具有变化的尺度和惩罚，从而适应非线性关系。

对于受约束的优化，优化问题可以如下表述，

$$\begin{aligned} & J(v, p) \\ & \text{Max } J \end{aligned} \quad 1.1$$

在具有线性模型的模型预测控制系统中，目标函数 J 具有以下形式，

$$J = p_i v_i \quad 1.1.1$$

其中，v 是控制器范围内的一组变量，

p 是与 v 相关的经济价格。

满足：

$$v \geq 0 \quad 1.2$$

$$v_{\min} \leq v \leq v_{\max} \quad 1.3$$

其中，

$v_{\min}$  是处理变量 v 的下限，

$v_{\max}$  是处理变量 v 的上限。

除了约束 1.2 和 1.3，依据本发明，对于 MX-MPC，该约束组将包含以下

的物质平衡约束。

$$-h^j \leq MB^j(v_m^j) \leq h^j \quad 1.4$$

其中，

$j \geq 1$ ，取决于 MX-MPC 的范围内连续的物质平衡边界的数量，

$h^j$  是在  $MB^j$  中允许的“受控的非平衡”的量，

$v_m^j$  是和  $MB^j$  相关的  $v$  的子集。

相似的，依据本发明，对于 MX-MPC，该约束组将包含下列能量平衡约束。

$$-h^k \leq HB^k(v_h^k) \leq h^k \quad 1.5$$

其中，

$k \geq 1$ ，取决于 MX-MPC 的范围内连续的热量平衡边界的数量，

$h^k$  是在  $HB^k$  中允许的“受控的非平衡”的量，

$v_h^k$  是与  $HB^k$  相关的  $v$  的子集。

在方程 1.1.1 中的目标函数  $J$  的形式是表示具有说明性，而且约束集 1.2 和 1.3 作为标准公式的说明性。本发明主要关于将类型 1.4 和 1.5 的受控非平衡的不等式约束并入优化公式中。同样，在描述本发明中提到热能量在通常的意义上可以和能量互换。

通过 MX-MPC 的设计，这里至少具有和控制器的范围相关的一个 MB 和 / 或一个 HB 边界。

在方程 1.5 中， $H$  通常指能量或者特指热能。为了清楚地说明，从这里开始  $H$  将可交换的用作表示热能量。

变量  $v$  被进一步的分类为独立的和非独立的变量。独立的变量是考虑过的到该处理的输入，非独立变量是处理的输出。这样，

$$[v] = [u, y] \quad 1.5.1$$

$$y = g(u) \quad 1.5.2$$

其中  $g()$  是基于处理的关系，用来定义对于  $u$  中的变化的  $y$  中的稳态变化。通常使用的  $g()$  的一个特别的形式是线性形式，也就是

$$y = Gu \quad 1.5.3$$

矩阵  $G$  常被称为处理增益矩阵。方程 1.5.3 是  $u$  和  $y$  的线性表征。在非



线性应用中，上述的  $g()$  将会是包含关注的变量的更加复杂的函数。

在知道处理的情况下， $u$  变量的经济定价被认为是可利用的。然而， $y$  变量中的一些与产品是相关的，因而它们的经济定价在知道处理的情况下应该是可利用的。这使得  $y$  中剩下与产品无直接关系的变量比如控制阀输出，塔差等。因而，为了经济定价的目的，进一步将  $y$  分类。

$$[y]=[y^p, y^n] \quad 1.5.4$$

相似的，

$$[u]=[u^p, u^n] \quad 1.5.4$$

通常，当  $y^n$  保持在其下/上限之内，它没有直接的经济后果。只有当它超出它的上下限的时候它才会具有经济后果，例如，如果与安全性相关的  $y^n$  比如最大皮肤温度超过了范围，其将会具有很大的经济后果，因而，当它超过了上限的时候，会具有很大的经济惩罚数值。又，在知道该处理的情况下，其可以被确定。这样，对于大部分情况，在操作的常规范围内， $y^n$  的经济价值为零，从而，

$p_i(v_i^n)=0$ ，当没有超过上/下限时；

$p_i(v_i^n)=-p_h$ ，当超过上限时；

$p_i(v_i^n)=-p_l$ ，当超过下限时。 1.6

本发明包括在图 3 中的 MX 稳态优化器 412 中存在的一个整体的优化策略，说明如下：

- 步骤 1：优化按照满足具有常规上下限的约束 1.2-1.5 进行。这会产生 MB 和 HB 稳定的最优解。在相对稳定的操作下，约束 1.4 和 1.5 和代表稳定而是最优化条件的约束 1.2 和 1.3 同时被满足。然而，如果任何一个这些限制没有被满足，那么进行到步骤 2，除非离开；
- 步骤 2：如果步骤 1 中失败，备用的解决方案将是寻求 MB 和 HB 的最优解，但是对于超出上下限的控制变量引入约束惩罚。基本的，这表示对于某些控制变量按照需要放宽约束范围，或者是与产品制造相关，和/或是与产品质量相关，和/或任何控制阀输出，和/或设备安全性变量。这会包括以下的步骤：

➤ 以变量  $y$  的所有约束界限大大放宽（例如，常规范围设置

为 0-999999) 重新求解优化问题。这样会得到可行的最优解。最优解被记录并用来确定为每一个变量  $y$ , 关于获得的最优解最近的限制, 设置它们的约束惩罚范围。

- 利用上面设置的约束惩罚范围, 重新求解优化问题。然而, 这次将会得到根据约束惩罚价格得到的折衷解。也就是说, 例如, 这会得到一个或者多个产品质量相关的变量  $y^p$  的折衷解, 可是满足 MB 和 HB 稳定性的约束。如果这个解是可行的, 将不再寻求进一步的解。
- 如果以上的求解失败了, 在放宽的 MB 和 HB 下按以上步骤重新求解优化问题。记录得到的解。基于求解的结果, 根据 MB 和 HB 各自约束界限确定优化的速度。(见方程 1.4 和 1.5)

如上所述, 上述设置经济定价和整体优化求解策略的方法可以为线性工厂系统或非线性工厂系统工作。

按照本发明给出的上述公式与本领域中实行的技术主要差别如下:

- 模块化 MPC 对于所有的变量引入经济价格/成本, 包括违反约束的惩罚定价。  
相反的, 本领域中实行的技术对于一部分变量引入使用经济价格的非结构化方法, 而对其他的变量引入基于工程师或操作者主观估计和不明确而定义的、通常称为“控制变量权重”或“控制变量等式相关权重”。不存在使用权重来调和经济价格的方法。
- 模块化 MPC 的优化解是物质平衡和能量平衡的稳定解, 即使这意味着引入一个经济惩罚来实现。经济惩罚与其它经济价格被一致地定义。这样, 在超过约束而到达可行的解时, 这个求解在经济上仍然保持最优化, 尽管为次最优化的数值。相反的, 本领域中实行的优化既不是物质平衡稳定, 也不是能量平衡稳定。而是主要在没有考虑任何保持处理稳定性的情况下力争寻求经济最优解。进一步, 当它不能得到可行的最优解的时候, 它使用不明确的并没有直接的经济基础的所谓的权重而不是经济上最优化的解, 来达到可行的。

MPC 的动态控制器 511（见图 2）根据由稳态优化器 512 决定的控制变量的起始点，计算将被应用的操控变量的控制移动动作。典型情况下，动态移动计算基于没有严格捆绑约束的最小方差误差最小化方法来进行。操控变量和控制变量同时使用相关的权重来影响在所需方向的控制移动计算。

如现有技术中的实行，用来进行动态移动计算的调试权重或者与优化中使用的相同或者具有接近的数值。没有一种结构化的方法来确定这些权重。代替的是，它们设置在 ad-hoc 基础上，并根据实际的性能反馈进行再调试。本质上，它是一个反复试验的途径。

以下给出了一种对控制器移动计算 411 设置调制的统一方法，其以稳态优化器 410 所使用的调试工作。典型情况下，在 MPC 中，控制器移动计算是基于一个最小方差最小化的解并加上移动之和等于最优化设置目标的约束。参考文献 1-5 中详细描述了其通解。为了详细的说明本发明，需要把动态移动的计算的解 U 总结如下：

$$u=f(e, u^*, b, c) \quad 2.0$$

其中，

$u$  为操控变量向量，

$u^*$  为由优化确定的操控变量目标，

$e$  为控制变量误差向量， $pv-sp^*$ ，

$pv$  为控制变量的预测的将来值，

$sp^*$  为由优化确定的控制变量目标值，

为控制变量对于操控变量的动态响应模型，由动态模型  $b$  所组成的响应矩阵，

$b$  为操控变量权重向量，

$c$  为控制变量权重向量，

$u$  为操控变量将来的改变，第一个移动就是当前的移动，

$f()$  是基于一个最小方差最小化方程：

$f()$  一个具体形式是

$$f() = (A^T C A + B)^{-1} e \quad 2.01$$

其中，

A 通常被称为控制器矩阵，由动态模型系数和等于操控变量的稳态目标的动态移动之和的增大产生。

$A^T$  是 A 的转置矩阵，

C 是从 c 中推导出来的，通常被称为控制变量权重矩阵，

B 是从 b 中推导出来的，通常被称为操控变量权重矩阵，

e 为误差向量，也就是 sp-pv，其中，sp 为控制变量的设定点向量 (Set Point Vector)，pv 是预测的控制变量的处理值，由操控变量目标-操控变量当前数值的向量增大产生。

如现有技术中的实行，权重向量 B 和 C 由从业者根据处理的实际操作经验来确定。这些权重最多基于对处理的了解，然而，缺乏结构化的基础。典型情况下，通过少量的模拟研究来确定在不同的超过约束和冲突的情况下行动的期望产量，从而对它们进行初始设定。然而，它们通常不容易得到更新。因此，对于大部分的情况，这些调试数值保持不变，除非出现一种严重的情况，就是控制器的动作与特定的处理条件不一致。在这种情况下，这些权重只有在事实发生以后才进行调整。当其他的东西出问题时，它们就会被再次改变。进一步的，如现有技术中的实行，对于大部分的情况，权重向量 B 和 C 与在优化中使用的经济定价或者使用的控制器模型没有直接联系。

对于提出的模块化模型预测控制（依据图 3），在方程 2 中的权重向量 c 可以直接和如下所示的优化求解中的经济定价相关：

这样，对于一个控制变量 i，

$$c_i = cf_i * p_i \quad 2.1$$

其中，

$p_i$  是由稳态优化器 412 返回的数值。

$cf_i$  是用户定义的数值，典型值为 1.0，但是可以由用户根据需要的效果进行调整。

这样，方程 2.1 将图 3 的 MX-稳态优化器 412 中控制变量所使用的经济价格与它们在 MX 动态控制器 411 中所用的调试权重联系起来。

对于一个操控变量  $u_i$ ，它的调试权重 b 定义如下：

$$b_i = bf_i * bn_i \quad 2.2$$

其中，

$bn_i$  按照如下计算，是名义上的权重，

$bf_i$  是用户设置的调试调节器，其在对于大部分的情况为 1.0，但是在所用的模型增益（如下所示）不确定的情况下可以进行调整。

$bn_i$ ，名义上的操控权重，一般基于模型增益进行计算，如果可行的话，基于操控变量的物质平衡增益和能量平衡增益进行计算。

$$bn_i = \text{Max} (\text{Abs}(g_{ji}), \text{Abs}(m_{ki}/h_k), \text{Abs}(e_{li}/H_l)) \quad 2.3$$

其中，

$g_{ji}$  是关于操控变量  $i$  的控制器模型的增益，（ $j=1$ ，控制变量的数），

$m_{ki}$  是操控变量  $i$  的物质平衡增益，

（ $k=1$ ，物质平衡的数），

$h_k$  是物质平衡允许的非平衡，

$e_{li}$  是操控变量  $i$  的能量平衡增益，

（ $l=1$ ，能量平衡的数）

$H_l$  是能量平衡允许的非平衡。

对于非物质平衡操控变量，在方程 2.3 中，物质平衡增益很明显为 0。相似的，对于一个非能量平衡操控变量，在方程 2.3 中，能量平衡增益同样为 0。

控制器模型增益， $g_{ji}$  按照当时控制器中使用的模型。这样，方程 2.2 和 2.3 定义了图 3 中的 MX 动态控制器 411 的操控变量权重。

根据上面提出的公式，控制变量和操控变量的调试权重都是可以从优化中使用的经济定价，物质平衡“受控制非平衡”控制，能量平衡“受控制非平衡”控制以及控制器使用的动态模型中清楚直接的推导出来。这导致了所有这些变量的调试权重在它们当中是一致的，从而保证了由 MX 动态控制器 411 采取的行动与由稳态优化器 412 所确定的稳态优化的方向在很大程度上一致。

与调试权重相关的调试因子可以简单的进行“微调”。实际上，任何与值 1.0 的偏差将表明在调试权重计算中使用的一个或者多个数值中的潜在的误差。因此，其可以用于解决纠纷错误增益。例如，控制模型的使用所引入的模型不匹配误差，将会要求调试因子从希望的数值 1.0 偏离。

根据本发明，图 3 中 MX-MPC 的范围选择包括连续的物质平衡和/或能量平衡边界。连续的物质平衡和能量平衡边界定义如下，在其中，所有的处理变量的测量都可以利用，其全面和完整的允许穿过边界进行物质平衡和/或能量平衡。这样，图 3 中的处理 401 选择对应于连续的物质和能量平衡。

在一个工业处理单元中，可以绘制大量的物质平衡和能量平衡边界。这些边界可能涉及可以应用于整个的物质平衡层次或者物质成分层次。为了更好的说明本发明，尽管并不局限于此，我们将使用整体的物质和能量平衡。

参考图 4，对于闪蒸塔，显示了整体的物质平衡边界，其主要包括进料速率，和两个产品取出速率。进一步的，为了说明所提出方法的公式，这里我们将描述和讨论主要限制于包括物质平衡。然而，在原则上，本发明对于物质平衡和能量平衡都同样适用。实际上，通常的物质平衡相对于能量平衡更容易实现，因为后者需要额外的处理测量和道具。

如先前所述，假设控制器范围选择具有这样一组处理输入变量和处理输出变量，两者一起将允许越过控制处理边界的连续的物质平衡。

作为约束 1.4 的公式的例子，物质平衡  $v_h^k$  可以表达为：

$$MB^j(v_m^j) = \sum \rho_i * F_i - \sum \rho_o * F_o \quad 3.0$$

其中， $\rho$  代表物质的密度。方程 3.0 中使用的流入流量与进料、其他物质流相关，两者结合起来生成产品和副产品作为输出流量。

为了更好的说明，假设方程 3.0 中的流量具有相同的密度或者是归一化的。这样，方程 3.0 简化为：

$$MB^j(v_m^j) = \sum F_i - \sum F_o \quad 3.1$$

为了简单起见，此后我们将使用方程 3.1。

关于控制器，组  $F_i$  中的变量或者是操控变量或者是控制变量，假定集合  $F_o$  中的变量也是如此。方程 3.1 可以同前面提出的所有等式和不等式约束一起，在线性规划 (LP) 优化算法或者其他合适的优化技术中引入作为等式约束。

为了使方程 3.1 可以在稳态条件下的稳态优化器 (例如 LP 算法) 中执行，而仍然按照需求允许将被操控的处理，可以把它修改成如下的不等式约束。

$$-h^j \leq \sum F_i - \sum F_o \leq h^j \quad 3.2$$

其中，

$h^j$  是选定的边界周围允许物质的非平衡。 $h^j$  的数值和设备中可以容纳的物质的存量紧密相关。例如，在分裂蒸馏塔中这会与所有元件例如塔盘和蓄电池的总的物质存量有关。变化的  $h^j$  能够提供加快或者减慢的控制行为但不会超过由处理单元内部所确定的最大界限很远。这样，可以建立确定的界限。允许非平衡接近这一界限将会引起操作的不稳定。例如，在分裂蒸馏塔中，这意味着各种成分之间的分离程度会在非平衡过于接近这一上限数值的时候迅速恶化。在物理期限内，对于小的分裂蒸馏塔， $h^j$  具有的数值大约是 50 桶，对于更大的分裂蒸馏塔这一数值会更高。

方程 3.2 中的变量只与流入流量或者代替使用的流出流量相关，如下所示：

$$-h^j/2 \leq -\sum F_o \leq h^j/2 \quad 3.2.1$$

$$-h^j/2 \leq \sum F_i \leq h^j/2 \quad 3.2.2$$

其中， $\sum F_o$  代表输出流量中所有的变化之和。方程 3.2.1 根据在这里所谓的“受控非平衡”取代了方程 3.2。方程 3.2 作为两个不等式 3.2.1 和 3.2.2 并入在稳态优化器 412 中。

除了所有的 MX-MPC 的变量的上/下限约束之外，3.2-3.2.2 也被包含在图 3 所示的稳态优化器 412 中。如下将描述应用于不同情况下时这些方程的确切的细节。考虑图 1 的集成控制系统，对应于每一个 MX-MPC 的方程 3.2-3.2.2 被并入到一个单独的集成稳态优化器 100 中。

除了上面描述的总体的物质平衡以外，单成分物质平衡也可以清楚的包含在稳态优化器 412 中，如下所示：

$$-h_j \leq \sum F_{i_j} - \sum F_{o_j} \leq h_j \quad 3.3$$

其中， $h_j$  代表在多成分流量中成分  $j$  的非平衡公差，

$\sum F_{i_j}$  代表在所有的流入流量中成分  $j$  的流量之和，

$\sum F_{o_j}$  代表在所有的流出流量中成分  $j$  的流量之和，

$F_{i_j}$  代表在流量流中成分  $j$  的流量，

$F_{i_j} = F_i \cdot x_j$ ，

$x_j$  表示成分  $j$  在流量流中所占的比例。

方程 3.3 的变量只与用作代替方程 3.3 的流入流量或者流出流量或两者相关，如下所示：

$$-h/2 \leq -\sum F_{Oj} \leq h/2 \quad 3.3.1$$

$$-h/2 \leq \sum F_{ij} \leq h/2 \quad 3.3.2$$

$$F_{Oj} = F_{Oj} - F_{Oj}^*$$

$$F_{ij} = F_{ij} - F_{ij}^*$$

其中， $F_{Oj}^*$ 是由输出流量的优化器所确定的新的稳态值，

$F_{Oj}$ 可以是输出流量的当前动态值或者当前预测稳态值，

$F_{ij}^*$ 是由流入流量的优化器所确定的新的稳态值，

$F_{ij}$ 可以是流入流量的当前动态值或者当前预测稳态值。

方程 3.3.1 和 3.3.2 是非线性方程，然而，在引入热平衡相关的约束之后其将更明显，这样的非线性方程可以通过一些进一步的详细的公式来进行处理。这些方程以与在不同形式和不同情况下的物质平衡约束相关的基本概念的不当的更宽的适用性被提到。

对于能量平衡，和方程 3.2 具有同样形式的方程可以如下并入，

$$-h^k \leq \sum H_i - \sum H_o \leq h^k \quad 3.4$$

其中， $H_i$ 代表热函输入， $H_o$ 代表热函输出， $H$ 代表超过能量边界的允许的总的热函损失或增益。

再一次的，可以使用方程 3.3 的两个变量，

$$-h^k/2 \leq -\sum H_o \leq h^k/2 \quad 3.4.1$$

$$-h^k/2 \leq \sum H_i \leq h^k/2 \quad 3.4.2$$

其中， $\sum H_o$ 代表输出热函中所有之和的变化。根据前面所述，方程 3.4.1 与这里输出热函的所谓“受控非平衡”相关。通过使用 $\sum H_i$ ，可以使用方程 3.4.1 的另一个变量。根据处理数据的可用性，可以使用方程 3.4 的变量的任何一个或者两者。

方程 3.4.1 和 3.4.2 可以分别重新公式化为，

$$-h^k/2 \leq -(\sum H_o - \sum H_o^*) \leq h/2 \quad 3.4.3$$

$$-h^k/2 \leq -\sum H_i - \sum H_i^* \leq h^k/2 \quad 3.4.4$$

进一步的，如：



$$-h^k/2 + \sum Ho^* \leq -\sum Ho \leq h^k/2 - \sum Ho^* \quad 3.4.5$$

$$-h^k/2 - \sum Hi^* \leq \sum Hi \leq h^k/2 + \sum Hi^* \quad 3.4.6$$

或者更一般的，如：

$$h_{low}^o \leq -\sum Ho \leq h_{high}^o \quad 3.4.7$$

$$h_{low}^i \leq \sum Hi \leq h_{high}^i \quad 3.4.8$$

根据方程 3.4.7 和 3.4.8，不等式约束相关的上下限基于优化的方向进行如下的更新。

也就是说，范围界限将做如下的动态扩展，

如果  $\sum Ho^* > h_{high}^o$  那么  $h_{high}^o = -\sum Ho^* + h/2$  (界限扩展)

否则  $h_{high}^o = h_{high}^o$  (不变)

相似的，

如果  $\sum Ho^* < h_{low}^o$  那么  $h_{low}^o = -\sum Ho^* - h/2$  (界限扩展)

否则  $h_{low}^o = h_{low}^o$  (不变)

如果  $\sum Hi^* > h_{high}^i$  那么  $h_{high}^i = \sum Hi^* + h/2$  (界限扩展)

否则  $h_{high}^i = h_{high}^i$  (不变)

相似的，

如果  $\sum Hi^* < h_{low}^i$  那么  $h_{low}^i = \sum Hi^* - h/2$  (界限扩展)

否则  $h_{low}^i = h_{low}^i$  (不变)

3.4.10

以上提供了由处理移动的方向确定的上下限的动态扩展，该处理移动会使上限或下限中的一个产生扩展。在集成稳态优化器 100（以后将会全面描述）中使用上述的界限扩展会产生这里所谓的具有有趣和独特后果的“非对称控制行为”。典型情况下，在以提高产能对该处理进行优化时，上述的界限会朝一个方向扩展。例如，增加到处理的进料速率，会使得  $h_{high}^o$  减小和  $h_{low}^i$  增加，而  $h_{low}^o$  和  $h_{high}^i$  保持不变，形成加宽的范围。虽然进一步的产能增加受到  $h/2$  的限制，然而，在任何时候，产能的减少不受这一数量的限制而是受整个范围内的限制，这样会产生非对称控制行为。

进行非对称控制行为的这一能力是重要的，尽管处理在控制非平衡界限  $h$  的限制下可以逐步优化，然而，如果因为任何由随后的约束违反造成的原

因，产能被要求减少，那么稳态优化器将会在整个范围内操作，到达能够取消的程度。本发明的这一特点是独特和新颖的，没有其他的模型预测控制技术的执行具有这种非对称控制行为。典型情况下，如现有技术中实行的，模型预测控制应用会产生相等但是相反的控制行为。随后，如现有技术中实行的模型预测控制的性能的一个重要不足是：对于优化和稳定操作，它的调试将会限制它对于严重的干扰和约束违反做出果断的响应。这里给出的本发明清楚地克服了这一缺陷。这一行为会在以下给出的案例研究 8 中进行描述。

上面的扩展的受控非平衡界限的方法可以按照完全相同的方式应用到由方程 3.3.1 和 3.3.2 所描述的物质平衡不等式上。

用最简单的形式作为例子，尽管不限制于此，参考图 22， $H_i$  的定义为，

$$H_i = C_p * F * T_i + k * F_u \quad 3.5$$

其中， $C_p$  是处理流的特定的热量，

$F$  是处理流的流速，

$T_i$  是入口温度，

$k$  为燃料的卡路里值，

$F_u$  是燃料率，

相似的， $H_o$  定义为：

$$H_o = C_p * F * T_o \quad 3.5.1$$

其中，

$T_o$  是处理流的出口温度。

对于  $F$  和  $T$ ，方程 3.5 和 3.5.1 是非线性方程，将方程 3.3.1 应用到线性的优化器例如线性规划中，需要一个线性化，如下所示，

$$\Sigma H_o = \Sigma (C_p F T_o + C_p T_o F) \quad 3.5.2$$

其中，

$T = T_o^* - T_o$ ， $F = F^* - F$ ，

$T^*$  代表在新的稳态情况下的优化变量，

$T_o$  代表在时刻  $i$ （当前）的优化变量，

$F^*$  代表在新的稳态情况下的优化变量，

$F$  代表在时刻  $i$ （当前）的优化变量，

稳态优化器将会寻求确定  $T^*$  和  $F^*$  的最优值。

尽管对于  $F$  和  $T_i$ ，方程 3.5 是非线性方程，它并不需要以同样的方式进行线性化，因为  $T_i$  是前馈变量，不会受优化器的影响。然而，如果这是集成回流处理的一部分，那么  $T_i$  不是前馈变量，因此方程 3.5.1 需要进行线性化。

为了清楚地说明，后面将进一步地考查方程 3.5.1 在引入三个层次的优化的集成控制系统中的使用。根据处理的配置和适当处理测量的可用性，“受控非平衡”方程 3.4、3.4.1 和 3.4.2 的三个变量中的任何一个或者更多可以使用于不同程度的有效性。例如，至少，对于大部分情况，从热炉管中流出的热流量是可以测量的，因此可以使用 3.4.1。

这些“受控的非平衡”约束，允许物质和能量的缓慢但是受控地穿过相关边界的移动，而且通过由稳态优化器执行的稳态优化穿过邻近的边界。具有所有互连边界的稳态优化器能够确定穿过总体处理，以及在互连的模块化 MPC 中单独的子处理的最优的物质和能量流量。原则上，通过遵循依据本发明所给出的方法，物质和能量的稳定和受控的运动的这一效果对于图 1 中所描述的任何处理配置 200 都可以完成。通过操控允许的非平衡参数，物质和能量的移动速率  $h$  可以被操作者基于对在整个处理链上分布的本征物质容量和能量（热量）容量的理解而进行改变。后面描述的案例研究 7 中将清楚地说明本发明的这一实施例。

上面的方程 3.5 目的是为了说明能量平衡的一个特殊形式。在更普遍的形式中，一般而言的能量平衡和特别而言热量平衡将会包括处理变量，比如流速，成份，压力，温度等，这在化学工程，机械工程，电机工程领域是很众所周知的。这些工程领域中的普通技术人员会熟悉并具有知识和理解来推导能量平衡并在稳态优化器中建立如上概述的合适的约束。

那些本领域普通技术人员会期望作为约束的方程 3.4 至 3.5 可以和其他约束稳态优化的约束包括在一起。通常来说，这些方程是操控变量和/或控制变量的函数，该操控变量和/或控制变量包括属于模块化 MPC 的具有已知参数例如燃料气体的卡路里数值等的前馈变量。

在动态条件下可以认识到，稳态优化器不能在所有时刻都满足物质平衡约束或者能量平衡约束或者两者。在这种情况下，这些约束被临时地“放

宽”到刚好足够允许得到可行的状态优化器的解。从而确定了需要恰好满足物质/能量平衡约束中的任何一个的  $h$  的新的赋值。将  $h$  的这一新的赋值称为  $h_r$ 。

所确定的稳态优化器的解和允许非平衡的  $h$  值一起被执行。这样，对于每一个平衡约束的优化速度由以下公式确定，

$$\text{优化速度, } S=h/h_r \quad 3.6$$

参与受控非平衡的变量将会以约束速度  $S$  移动。参与到一个以上的受控非平衡的变量将会因此，以最小的约束速度移动。这样，即使在严格的动态非平衡条件下，变量移动也会受到约束。这反过来保证了处理的整体稳定性保持完整。不属于受控非平衡的一部分的变量其优化速度保持不受影响。这意味着在控制器中单个变量的优化速度会随着非平衡约束的程度变化。

本领域普通技术人员会期望对图 1 中每个模块化模型预测控制器的动态移动计算可以分开和独立的进行，而稳态优化则是在都在一起进行。然而，根据每一个子处理的状态，对变量进行稳态优化所寻求的速度会有不同数值。本发明这一特别的特征是独特的，因为它对每一个 MX-MPC 允许了不同的干扰吸收速率。这样，在整体处理中干扰强烈和严重的一部分，将会寻求低速度的优化，而干扰不强烈的部分将会寻求高速度的优化，然而重要的是，没有牺牲处理的整体稳定性。随后，处理中更稳定的那一部分会较快地达到它的稳态目标，但会有效地必须减速以使得处理中稳定性较差的部分也能够也达到稳态目标，这取决于它如何与处理中稳定性较差的部分的连接。

通过使用优化的速度，在特定的物质和/或能量平衡中包含的所有的变量（操控变量和控制变量）按照相同的速度移动。也就是说，这些变量数值上的变化是协调的。

上述与物质和能量平衡相关的方程可以应用到整个处理单元以及形成物质平衡节点（比如电平控制器周围）或能量平衡节点（比如温度控制器）的处理单元的子边界。所有这些物质平衡和能量平衡可以清楚的在稳态优化器中包括，为“受控非平衡”的一组约束。

对于模型预测控制器来说是最有问题的一组处理约束，是和这里所谓的“阀/控制输出约束”相关。典型情况下，MPC 会操控流量设定点，温度控制

设定点和压力设定点。在这种情况下，控制器需要保证低电平控制器保持可控性。也就是说，它们的输出不会饱和。当低电平控制器比如流量控制器或温度控制器的输出饱和时，低电平控制器失去了对它所控制的变量的控制能力。为了防止这种现象发生，MPC 会将这些输出同其他的控制变量一起并入，作为那些需要被控制在集合上下限范围之内的控制变量的附加集合。为此，在传统的 MPC 执行中，对这些输出的每一个，控制器会关于一个或多个操控变量组成一组处理响应模型。

将低电平输出保持在该范围内，首先对于处理安全的操作非常重要，其次对于在/非常接近最优条件下的操作处理也很重要。对于实时优化，阀输出界限代表了实际的操作界限，超出这些界限以后，处理将不能进一步的优化，也不能安全的操作。

特别的，流量控制阀输出处理响应是趋向于非线性和有噪音的。这使得这样的阀输出控制很有问题。本发明揭示的方法提供了一种消除阀/调整器控制输出（在这里被另外称为“控制器输出变量”）的途径。与参与物质/能量平衡的变量相关的那些控制器输出变量可以从动态移动计算的计算结果中去除。

根据定义，控制器输出变量比如流量控制器输出，温度控制器输出等无论如何都取决于其他非输出变量，因此它们可以从动态移动计算中去除。这是可能的，因为其他非输出变量的稳态目标对于动态移动计算来说已经足够了。而且，由于，根据本发明中所用方法的定义（连续的物质和能量平衡），所有其他非输出相关的变量足够定义控制器输出相关的变量。当前在稳态优化器中需要控制器输出变量以清楚的表征实际的处理界限比如燃料速率的最大速率，最大产量速率，最大进料速率等，但是根据本发明中的方法对于动态移动计算实际并不需要这些。

控制器输出变量的任何饱和效应在引起它们从上述“受控非平衡”的界限偏离的物质/能量平衡中将会反映。这反过来会需要控制器动作以在界限内带入“受控非平衡”。例如，当燃料气体阀输出饱和时（参照后面的例子），加热器周围的热平衡将开始从界限偏离。MX-MPC 会减少对单元的进料速率以在界限范围内带入“热平衡”，这反过来会减少燃料气体阀的饱和。可以设

想这样一种情况，即这样一个处理可以仅仅通过热平衡约束的适当的设置来精确控制而不需要把燃料气体阀的位置包括在控制器中。这样，在 MX-MPC 中并非严格的需要控制器输出变量。然而，在实际中它们被包含在 MX-MPC 中，这是因为为了稳态优化的目的的原因，尽管不是为了动态移动计算。控制器输出变量并非本征的与物质/能量/热量平衡中的变量相关，因而，除了作为稳态优化的次要的约束，它们并非被直接的需要。

不稳定的处理很难进行控制。控制器移动计算中包含的误差会放大处理的不稳定性。当处理不稳定时，物质和/或能量中的非平衡将变得更大。物质和/或能量中的非平衡因而成为处理的不稳定性的量度。通过将物质平衡和能量平衡的非平衡控制在由处理的物理特性所确定的范围之内，本发明提供了在优化时控制稳定性的直接方法。通过前面提出的优化速度的控制，可以允许处理回到不稳定性的可接受公差范围内。优化速度的降低使得在其他方面的强烈的控制器动作减缓同时允许处理本身恢复它的稳定性。

对实例处理单元，做了将 MPC（现有技术）与基于本发明的 MX-MPC 的性能进行比较的大量案例研究。由本发明得到的结果标为 MX-MPC，现有技术得到的结果标为 MPC。这些案例研究目的是论证本发明中所用方法穿过一个范围内的情况但不局限于它们时的说明性的可应用性。本领域普通技术人员将关注这里提出的方法在各种情况下的适用程度，这些情况可以基于方法的描述进行构造。

在图 4 中，显示了用于下面的案例研究的处理的示意图。图 5 中的表格总结了使用在比较研究中的 3 个操控变量，1 个前馈变量和 9 个控制变量。

在现有技术的情况中，没有包括上面提到的物质平衡或能量平衡。在两个情况中使用的经济定价是相同的。然而，对于现有技术中实行的，对于控制变量和操控变量两者，调试权重都是手工设定的。

图 6 包括了在 MPC 所提出的方法中这一例子所需要的所有的处理动态模型。在图 6 中，包括了在传统 MPC 中这一例子所需要的所有的处理动态模型。值得注意的是，后者比前者具有更多的处理动态模型，这是由于它包括额外的控制器输出的模型。

从物质平衡的观点，MPC 具有达到清楚和完整的物质平衡所需要的所有

变量。这样，对于这个例子，这些变量构成了连续的物质平衡边界。如现有技术中实行的，并非所有的 MPC 中的控制变量会被包括在控制器中。例如，典型的情况下，控制变量 CV4 和 CV5 将通常不会包括在内。然而，为了更好的比较，这两个变量由于完整性的要求也被包括在内。

在 MPC 和 MX-MPC 中调试变量和约束被设置为完全相同，除了在表格中突出的不同之外。在这一比较中所用的结果是使用一个 LSI Optimal Inc. 公司 (Princeton, NJ) 的专有的模拟包产生的。

LSI Optimal Inc. 公司的模拟包，提供了对并入现有技术中实行的控制策略的多变量的模型预测控制器的模拟。模拟包采用两组响应模型，一组用来模拟实际的处理响应，一组用来对控制器中使用的实际的处理响应进行预测。通过改变用来对控制器中的实际处理响应进行预测的模型，模拟包产生了控制器的通常所谓的“模型不匹配误差”。

该结果描述了控制变量，操控变量和前馈变量中每一个的趋势，以及利润值。案例研究 1-5 是关于现有技术中实行的控制器和本发明中提出的并入了清楚物质平衡的控制器比较。案例研究 6 是关于现有技术中实行的控制器和本发明中提出的并入了清楚物质平衡和热量平衡的控制器性能比较。如显示，本发明中所提出的控制器与现有技术中实行的控制器相比性能有很大的提升并且稳定很多。案例研究的处理配置与那里提到的表格相比有轻微的变化。案例研究的所有的数据和结果如图 7-26 所示。

案例研究 1：没有模型不匹配，没有约束的前馈变化改变：这个案例研究证实了 MPC 和 MX-MPC 之间基本的性能差别在于，后者在最少违反控制变量约束的情况下达到了一样的整体稳态。注意两种情况中的利润值的响应。在 MX-MPC 的情况中，响应表现良好，在把所有的控制变量保持在相应的范围内的同时只有小的超越。

结果中显示的第一个响应是来自 MX-MPC 的。其他的来自 MPC 的运行，在该运行中改变了调试以匹配 MX-MPC 运行的结果。如显示，在对调试做了 5 次改变以后，MPC 不再和 MPC 的结果很好的匹配。因此，MPC 的性能不能通过简单的改变它的调试来和 MX-MPC 匹配。

案例研究 2：没有模型不匹配，约束的前馈变化没有改变：这一案例研

证实了与 MPC 相比，MX-MPC 对的变量前馈变化的性能提升。两个例子中基本的调试是相同的，除了在 MX-MPC 中额外的约束和控制变量的调试。图 10-12 首先显示了 MPC 的性能，后面是该结果中的 MX-MPC 的性能。

案例研究 3：与案例研究 2 相同，但具有前馈变量变化的低频：这个案例研究证实了当 MPC 的性能大幅下降到需要重新调试的时候，而 MX-MPC 的性能几乎保持不变。这证明了相比 MPC，MX-MPC 对于前馈变量变化更加鲁棒。

案例研究 4：与案例研究 2 相同，但具有模型不匹配：模型不匹配通过使得在控制器中使用的响应模型具有对于控制变量 CV9 和前馈变量 FV1 较低的增益来产生。控制器中使用的模型被设置到实际处理增益的 1/4。再一次的，MPC 的性能大幅下降而 MX-MPC 的性能保持不变，除了在初期有一段时间来追随模型增益的改变。

案例研究 5：与案例研究 4 相同，但是在处理变量 CV9 的测量中加入了噪声：再一次的，MPC 的性能大幅下降而 MX-MPC 的性能几乎保持不变。

案例研究 4 和 5 的结果合在一起说明了在现有技术中实行的 MPC 会发生的情况。电平控制输出模型以不可靠而闻名，归因于涉及的现象的非线性的本质。去除了这一输出模型的 MX-MPC 保持更加鲁棒并且不受模型增益变化的影响。

案例研究 6：将进料入口温度的内含物作为前馈变量：在所用控制器的范围内，在案例研究 1-5 中，包括了一个额外的前馈温度，也就是进料入口温度。进料入口温度的变化会需要调整输入到用来调整进料入口温度的进料加热器的热输入。局部化的热平衡节点被认为包括进料速率，进料入口温度，进料出口温度和燃料气体。注意本案例中处理配置相对于前面的案例有微小的变化。图 7 描绘了新的配置。

这一案例研究包括热平衡（作为能量平衡的代表）和物质平衡。热平衡应用于进料预加热温度控制器。这包括进料流量，进料入口温度（现在作为除了进料质量以外附加的前馈变量被包括在内），进料出口温度和到进料加热器的燃料气体。现有技术中实行的控制器和所提出的使用清楚的物质和能量平衡的控制器之间性能比较的结果如下所示。再一次的，本发明中使用清楚



的物质和能量平衡的控制器性能被发现大大的优于现有技术中实行的控制器。

依据本发明中，使用 MX-MPC 进行大规模的集成优化和控制的一般化结构如图 1 所示。如图 7 中所示，包括两个部分的处理例子将会用来说明本发明。构建大规模的优化和控制的整体方法如下：

- 对于大规模集成确定整体的连续物质/能量平衡边界；
- 在寻找包含次连续物质/能量边界的大规模集成的范围内确定和建立模块化模型预测控制器；
- 按照本发明中给出的方法将单独的模块化模型预测控制器连接起来。

在其中寻求集成的界限必须构成如同早先所定义的连续的物质/能量平衡。在零起点（Green Filed）的情况下，这一界限将需要选择来容纳很多模块化模型预测控制器，这在以后将会确定和发展。在模型预测控制器已经建造完成这样一种情况下，那么集成边界就是简单的由模块化 MPC 单元的相互连接构成。如果存在的 MPC 不构成连续的物质/能量平衡，那么需要进行必要的修正以得到连续的物质/能量平衡边界。

为了达到说明这个的目的，我们会使用图 2 中所示的闪蒸塔的处理单元。如图 1 所示，对于这一处理，没有连续的物质/能量平衡边界。在图 4 中，基于提出的模块化模型预测控制器的设计，确定了两个连续的物质/能量平衡边界，其中一个与塔内的整体的物质/能量平衡有关，另一个与进料加热器温度控制周围的能量平衡相关。按照图 4 所示的模块化模型预测控制器的意义，有两个连续的物质/能量平衡边界。

对于如图 4 中所示的处理，有两种可供选择的方法来构造模块化模型预测控制器，即并入了两个连续边界的一个模块化模型预测控制器，或者两个分离的模块化模型预测控制器，其每一个包含连续的物质/能量平衡边界中的一个。为了更好的说明本发明，我们将使用两种分离的模型预测控制器的情况。这两个模块化模型预测控制器的配置如下。

MX-MPC A+B：一个大的 MX-MPC

逻辑名称	处理变量	描述	工程单位
------	------	----	------

操控变量			
MV1	MXFIC_01SP	顶部回流流量控制器设定点	MBLD
MV2	MXFIC_03SP	进料温度控制器设定点	degF
MV3	MXFI_05SP	进料流量控制器设定点	MBLD
MV4	MXFI_10SP	到加热器的燃料速率	MFT3HR
前馈变量			
FV1	MXA105_PV	进料质量	%mole
FV2	MX_T103PV	进料入口温度	degF
控制变量			
CV1	MXAI_20PV	塔顶馏出产品纯度	%mole
CV2	MXPDI_21PV	塔差压	psia
CV3	MXAI_22PV	底部产品纯度	%mole
CV4	MXFI_07PV	顶部产品流量	MBLD
CV5	MXFI_06PV	底部产品流量	MBLD
CV6	MXFIC_01OP	顶部回流流量控制器输出	%
CV7	MXFIC_03OP	进料温度控制器输出	%
CV8	MXLIC_05OP	高电平控制器输出	%
CV9	MXLIC_06OP	低电平控制器输出	%
CV10	MXTIC_03PV	进料输出温度	degF

### MX-MPC B: 对于主塔的模块化 MPC

逻辑名称	处理变量	描述	工程单位	注释
操控变量				
MV1	MXFIC_01SP	顶部回流流量控制器设定点	MBLD	
MV2	MXFIC_03SP	进料温度控制器设定点	degF	
MV3	MXFI_05SP	进料流量控制器设定点	MBLD	
前馈变量				
FV1	MXA105_PV	进料质量	%mole	外部前馈

控制变量			
CV1	MXAI_20PV	塔顶馏出产品产品纯度	%mole
CV2	MXPDI_21PV	塔压差	psia
CV3	MXAI_22PV	底部产品纯度	%mole
CV4	MXFI_07PV	顶部产品流量	MBLD
CV5	MXFI_06PV	底部产品流量	MBLD
CV6	MXFIC_01OP	顶部回流流量控制器输出	%
CV7	MXFIC_03OP	进料温度控制器输出	%
CV8	MXLIC_05OP	高电平控制器输出	%
CV9	MXLIC_06OP	低电平控制器输出	%

#### MX-MPC A: 用于进料温度加热器的模块化 MPC

逻辑名称	处理变量	描述	工程单位	注释
操控变量				
MV1	MXFI_10SP	到加热器的燃料速率	MFT3HR	
前馈变量				
FV1	MXTIC_03SP	进料温度控制器设定点	degF	内部前馈
FV2	MXFI_05SP	进料流量控制器设定点	MBLD	内部前馈
FV3	MX_T103PV	进料入口温度	degF	外部前馈
控制变量				
CV1	MXTIC_03PV	进料输出温度	degF	

在上面的表格中，MX-MPC A+B 对于图 4 所示的处理是一个大的模块化的 MPC。对于相同的处理，MX-MPC-A 和 MX-MPC-B 是两个分立的 MX-MPC，需要有效的集成为同 MX-MPC A+B 一致。

MX-MPC 的相互连接通过把一个 MX-MPC 的前馈变量匹配到另一个相邻的 MX-MPC 的相同的处理变量中以操控变量或者控制变量的形式出现。如果对于 MX-MPC 的前馈变量没有找到相邻的匹配的处理变量，那么这一前馈变量被认为是“外部的”前馈变量。如果找到匹配的处理变量，那么这

一前馈变量被认为是“内部的”前馈变量。

如上所示，对于 MX-MPC B，没有内部的前馈变量，而对于 MX-MPC A，有两个内部的前馈变量，它们在 MX-MPC B 中有两个匹配的操控变量，也就是 MV1 和 MV2。

注意到在 MX-MPC A+B 中，没有内部前馈变量而且操控变量的数量等于 MX-MPC A 和 MX-MPC B 中操控变量的数量之和。相似的，MX-MPC A+B，其控制变量的数量等于 MX-MPC A 和 MX-MPC B 中控制变量的数量之和。最后，MX-MPC A+B，其外部前馈变量的数量等于 MX-MPC A 和 MX-MPC B 中外外部前馈变量的数量之和。这就是说，相邻的模块化 MX-MPC 的集成产生了集成化的 MX-MPC，像一个单独的 MX-MPC 一样具有正确的尺寸和范围。这样，（相邻的）MX-MPC 的和产生了一个 MX-MPC，好像它是作为一个整体进行配置一样。换句话说，相邻的 MX-MPC 的集成是无缝的和一致的。这为 MX-MPC 提供了基于连接的内部前馈变量的自动集成。

下一步，通过上面提到的内部前馈变量的连接，集成的 MX-MPC 获得了重要的性质，也就是可以在不进一步改变配置或增加变量的情况下保持处理整体的稳定性。

作为 MX-MPC，在集成的 MX-MPC 中的每一个控制器拥有保持稳定性的重要性质，因为物质平衡/能量平衡在其自身范围之内。内部变量的连接本质上将物质/能量平衡越过 MX-MPC 边界进行连接。

借助于 MX-MPC 的模块化，大量的 MX-MPC 基于内部前馈变量匹配的相互连接是简单而直接的。然而，更重要的是，借助于具有至少一个物质/能量平衡，相互连接的 MX-MPC 变得如同包含了相互连接的物质/能量平衡。相互连接的物质/能量平衡路径确定了在整体的处理单元上的各种稳定性约束。该可选择的稳定性路径允许集成的 MX-MPC 找到到达整体的收益性的最优化的路径，同时保持属于每一个 MX-MPC 的处理部分在它们自身的界限内维持稳定。

MX-MPC 的互连允许跨越处理单元的集成，以及在一个处理单元内跨越不同处理区域包括朝向电平电控制器比如用于温度调整或电平的控制器的集成；MX-MPC-A 是后者的例子。原则上，这种集成的方法将允许用一种一致

的方式构建大规模的优化和控制系统而确保整体操作的稳定性从而得到整体的最优化性能。

本发明提出的集成的模块化,允许单个小型的 MPC 参与到更广的优化和控制规划中,不会引入对用于动态移动计算的控制矩阵的规模增大带来的惩罚。这意味着可以构造更大的集成 MX-MPC 而不会引入由于整体范围的尺度的增长带来的计算上的惩罚。

案例研究 7: 集成的模块化模型预测控制器: 这一案例研究证实了对应于上面描述的 MX-MPC-A 和 MX-MPC-B 的两个模块化预测控制器的集成的性能。在图 22-26 中显示的结果表明集成的模块化 MPC 工作良好。这一案例证实了两个模块化 MPC 可以集成起来用于稳态优化但是对于动态移动计算又可以独立地执行。

#### 描述附加的实施例

本发明的另一个实施例合成了三个层次的优化和控制结构,该结构被设计为可以提供小的以及大的模块化模型预测控制器的持续和鲁棒的闭环性能。整体的优化和控制问题被分解成三个层次的结构,包含从这里开始所谓的嵌入式调整控制层次,质量控制层次和产量层次。下面给出了本操作的详细描述。

在基础层次,该结构对于和设定点改变相关的操控变量,例如温度设定点,压力设定点等,合成了这里所谓的“嵌入式调整控制器”(“ERC”)。这一层次的设计按照确保操控变量的处理数值被紧密地控制到它的设定点上进行。这是一个有条理的层次,主要在于当它的输出饱和的时候,它包括了 ERC 输出作为内建的这里被描述为“操控变量设定点追踪”的约束。

这一层次的基本目标是把处理状态变量比如温度,压力和电平紧密地控制到他们各自的由整体的优化设定的目标设定点数值上,这样下一层次,也就是质量控制层次优化能够可靠的进行。为此,考虑到在所有其他操控变量保持固定在它们当前的数值上时相关测量干扰变量的效果,属于 ERCMV 的操控变量主要被允许在这一层次进行改变以根据需要满足 MV.PV-MV.SP 的约束。

如现有技术中实行的,在包含操控变量设定点的 MPC 中,与控制操控变

量处理值 (pv) 到它的处理值 (sp) 相关的调整控制器, 保持在 MPC 外部。操控变量控制器输出被包括在 MPC 中, 以保证操控变量设定点的移动不会超出调整控制器的可操作范围。为此, 所有与 MPC 的其他的操控变量在这个操控变量控制器输出变量上的作用相关的模型也被包括在内。这里所简要描述的嵌入式调整控制器的方法, 消除了拥有相对于所有其他操控变量的操控控制变量控制器的输出模型的需求。取而代之的, 关于操控变量设定点, 要求包括一个而且仅仅一个操控变量控制模型。

进一步的, 这里所阐述和说明的 ERC 可以用递归的多层次的方式加以应用。例如, 对于炼油厂中的一个水裂化单元, 一个较高层次的 EMC 将会包含通常所谓的权重化的平均入口温度 (“WAIT”), 包含多个反应器入口温度控制器。从这一观点, 每一个反应器入口温度控制器相对于 WAIT 控制形成较低层次的 ERC, 而 WAIT 控制反过来相对于对于水裂化单元的整体集成控制系统形成高一层次的 ERC。这里介绍的所提出的集成控制结构能够用于处理这样相互关联的两个层次的 ERC。

相似的, 在包含多个处理单元的另一个应用情况下, 如果 ERC 与一个特定的处理单元相关就可以运用。例如, 在一个包含多个处理单元比如原油单元, 流态化催化剂裂化单元和裂化粗汽油炉的精炼厂中, 这些单元都进料到轻端单元, 以从这些单元中每一个的排放气体中重新获得产品。这个轻端单元可以被考成嵌入式处理单元, 尽管它是一个完整的集成模块化模型预测控制器。这一多处理单元的集成控制系统将包括这一轻端单元做为一个 ERC。

本领域普通技术人员会在这里所介绍的集成控制系统中期望 ERC 的普遍和递归的应用。

这一层次属于在当前的进料(产量)速率的约束内的优化处理操作。这一层次扮演 ERC 层次和进料层次 (见以下) 之间的桥梁。它会对属于 ERC 层次的制动器饱和做出响应, 并且特别地, 会对 ERC 层次进行的 MVSP 追踪行为做出响应。它会在处于当前的进料速率的整体约束下优化整体的处理利润。也就是说, 它使得处理在控制之下同时实现利润最大化, 通过操控除了到单元的进料之外的所有其他变量使得这成为可能。

在 Q 层次求解最优化问题过程中, ERC 层次的结果根据需要进行保持完整。

也就是说，在 Q 层次得到的解本质上超越了在 ERC 层次得到的结果。

进料速率及其质量被认为是影响处理整体的控制和优化的最重要的变量。为了更好的说明本发明，尽管不限制它的可用性，进料质量被更多的认为是前馈变量而不是直接操控变量。这样，从这里开始，进料质量将包括在描述中作为一个前馈变量。进料速率因而成为，最主要的进料相关变量而影响处理整体的优化和控制。

进料层次优化和控制将会推动处理远离质量控制层次的结果。再次的，在这一过程中，所有的约束设置都在它们的完整性中处理。如同 Q 层次的情况，在 T 层次，来自 Q 层次的优化结果保持完整，并进一步寻求优化，以优化产量。

在最重要的方面，进料速率同时影响可控性和对优化的限制。进料速率直接和非直接的影响处理单元操作的几乎所有方面。这样，在提出的结构中，进料控制层次是最终决定所有约束方案的地方。在把处理推向高收益性操作方面，进料控制层次确定了朝着最大值的改善的稳定方向。然而，用完全相反的方式，进料控制层次是处理操作被决定性的和强烈的带到处于安全约束和设备约束内的地方。按照本发明给出的，进料控制层次行为的这一特殊方面是最明显的区别于任何其他已知的优化和控制方案的。

这里给出的用于最优化控制的结构表现出“非对称的”控制行为，因为在推动进料速率增长上，当进料速率增加的时候它用一种稳定和稳固的方式把整个处理保持在约束之内。然而，由于任何约束违反或约束界限改变的原因，需要直接减少进料速率，那么提出的鲁棒的 LSI 最优化控制将会做出合适的响应，虽然该速率远高于进料速率向上增加的速率。这样，提出的鲁棒的 LSI 最优化控制对于提高进料速率提供了稳定很多的环境，但当它达到保护处理安全和设备界限的时候也没有受到过度的约束。

为了清楚的说明，下面介绍集成稳态优化器的简单的应用情况。那些本领域普通技术人员会期望了解下面介绍的方法的通常的适用性。整体的集成稳态优化过程包括三个明显的步骤，102-104。三步骤中的每一步介绍如下。

在集成稳态优化器的操作中，操控变量和控制变量归类如下。

- 操控变量被说成是具有嵌入式调整器控制的类型，如果对于它的控制行为关系到它的设定点的改变。依次，在它的设定点上的改变包括，另外的控制器设定点的激励或控制阀位置、以及它的处理值达到它的设定点值的动态瞬变。依次，激励行为元素被称为嵌入式调整控制操控变量的操控变量（也就是 ERCMV.MV）。ERCMV.MV 自身可能是导致倒数第二个控制阀行为的 ERCMV 的类型。对于大部分情况，与模型预测控制相关的应用包括，通过改变它的设定点的操控变量行为。一个 ERCMV 的例子是温度设定点而它的 MV 是燃料气体设定点。因而，流量控制设定点具有 ERCMV 的类型，但是具有快速的瞬变，因为对于任何实际的目的，在它设定点上的改变对于控制循环周期是不重要的。实际上，具有大于控制循环周期的瞬变的 ERCMV 是重要的。从这里开始，为了更好的说明和简要性，不会明确地涉及到流量控制设定点相关的操控变量。然而，在原则上它们可以按照相同的方式进行处理。因而，ERCMV 被进一步的归类为：

- 类型 0：没有设定点改变但是有直接的阀位置激励，
- 类型 1：具有关于控制周期的快速瞬变的设定点改变，
- 类型 2：具有关于控制周期的缓慢瞬变的设定点改变。

进一步的，操控变量做如下归类：

- 质量相关的类型，如果它会影响下面描述的质量相关的控制变量。质量相关的类型的操控变量的例子是在分裂蒸馏塔中的回流流量。
- 产量相关的类型，如果它直接关系到稳态物质平衡；例如进料速率既是质量相关的也是产量相关的，但是被主要认为是产量相关的，因为在这里所采用的优化求解处理中，产量相关操控变量被要求在最后考虑。
- 控制变量被认为具有质量/可操作性相关的类型，如果它或者直接与来自处理中的流出流量相关或者影响处理的可操作性，因而影响



质量相关的控制变量。质量相关控制变量的一个例子是在分裂蒸馏塔的顶部产品流量中的百分比纯度。反之，可操作性相关的控制变量的一个例子是在分裂蒸馏塔范围内的塔压差。关于 ERCMV 的处理数值不会被归类为质量相关的。取而代之的，它会被称为 ERCMV.PV。

因而，ERCMV 控制器是如这里所描述模块化模型预测控制器，主要用来控制 ERCMV 的处理数值到它的设定点数值，包括一个操控变量和可能的前馈变量。

集成优化控制器在每一个控制周期上运行。在开始的时候，所有的控制变量被包括在优化问题的求解中，但是没有一个操控变量被包括在内。如同以后将会进一步描述的，操控变量在从步骤 102 到 104 的优化求解进程中被逐步的包括和去除。

在 102 上，所有的与嵌入式调整控制器相关的操控变量包括在稳态优化器的求解中。如果在 102 的优化得到可行的解，那么优化处理与那些属于它们的控制器性能被认为令人满意的 ERCMV 一起前进到 103，而那些属于它们的控制器性能被认为还不令人满意的 ERCMV 被排除在下一阶段的优化求解之外。

在 103 中，除了那些直接和产量相关的操控变量，与质量变量和其他操作性变量的控制相关的操控变量，被额外的包括在优化求解处理内。相似的，在 103 的结尾，发现与操控变量质量相关的控制变量的变化的质量超过了允许的公差，接着，从进一步的优化处理中去除所有对它有影响的操控变量。优化求解接着前进到 104，并在那里与到此为止还没有被去除的操控变量一起寻找可行的最优解。

在 102 和 103 的结尾，当没有操控变量可以带到前面去的时候，优化处理都经过 107 结束。

在 102 中，如果优化解被发现是不可行的，会做尝试来进行这里所谓的“操控变量 SPPV 追寻”，从而产生可行的解，虽然限制了操控变量的范围。也就是说，允许 ERCMV.SP 搜寻它的当前值，并且更新受其影响的控制变量的预测，操控变量的范围对于正在进行的求解处理被相应地限制。

在某种情况下有可能因为被控制的处理的严重不稳定性,所有的 ERCMV 都没有通过稳定性测试,因此优化求解处理不会前进到 103。取而代之的,其通过 107 就短路了。这就是说,处理的非稳定性分布如此宽以至于进行任何进一步的优化是没有意义的。相似的,根据同样的理由,在 103,优化求解处理通过 107 而短路。

在通过上述整体优化求解处理的这三个阶段的过程中,根据操控变量是否被包括在优化求解处理内,通过适当的改编将属于子处理的稳态物质平衡和能量平衡包括在内。

与上述物质/热量平衡相关的不等式受控非平衡约束被适当地采用来工作在三种层次的优化处理中。作为这个的例子,方程 3.5.2 以它的改编形式所示如下。基本上的,该改编与变量 F 和  $T_o$  被允许进行变化的方式相关。

ERC 层次: F 固定,  $T_o$  代表它的 pv 数值,因此方程 3.5.2 简化为:

$$\Sigma H_o = \Sigma (C_p F T_o) \quad 3.5.3$$

Q 层次: F 固定,  $T_o$  代表它的 sp 数值,因此方程 3.5.2 简化为:

$$\Sigma H_o = \Sigma (C_p F T_o) \quad 3.5.4$$

T 层次: F 和  $T_o$  代表它们的 sp 数值:

$$\Sigma H_o = \Sigma (C_p F T_o + C_p F T_o) \quad 3.5.5$$

对于每一个 ERCMV, 它的控制变量约束由 pv-sp 形成, pv-sp 的上下限设置在表示偏离设定点的可以接受的公差的很小的数值。这样在 102, ERCMV 本身被认为是不在问题解之内, 而是它的处理数值作为 pv-sp 约束。当然, 与 ERCMV 相关的操控变量包括在问题解之内。比如, 在 102, ERCTC.SP 没有包括在优化解中, 而是约束 TC.PV-TC.SP 和燃料气体设定点包括在优化解中, 假设燃料气体控制器没有被包括作为 ERCMV 本身。ERCMV 的 pv-sp 的使用允许在模型预测控制器中去掉除了它的控制器输出的一个模型之外的所有模型。在集成控制系统 100 中需要的唯一模型是, 关于操控变量设定点的操控变量控制输出的模型。归因于在 102 中 pv-sp 的不可行的解, 需要 ERCMV.SP 追踪它的处理值。操控变量控制输出界限用来限制操控变量设定点界限。这样, 只有操控变量的控制输出模型包括在它的 ERC 内。这和现有

技术中的实行有很大的不同，其中，关于所有其他操控变量影响，需要操控变量控制输出模型。由于操控变量的控制输出模型趋向于是非线性和有噪声的，它的唯一模型的使用和关于它自身的操控变量设定点的使用基本上消除了很多在现有技术中通常被认为是“有问题的/坏的”模型。随后，这里提出的集成控制系统会执行得更鲁棒。

这样，依据作为整体的处理以及它的子处理的稳定态的稳定性和可行性的状态，集成稳态优化器 100 会引起适当的动态控制移动行为。被发现无法通过 100 的稳定性测试的操控变量，将会把它们的上/下限限制在当前的数值上，因而在当前的控制循环中无法被移动。反之，允许其他的操控变量进行常规的动态移动行为。也就是说，由控制器进行的实际的动态移动行为将会依据每一个 ERCMV 的局部化的稳定性以及质量相关控制变量的稳定性而改变。

如上概述的三个层次的优化步骤带来的重要的优点是，所有只需要一个 ERC 操控变量的控制输出模型。这个唯一需要的模型是 ERC 操控变量关于它的设定点变化的控制输出的模型，是一个容易获得的明确的模型。反之，如现有 MPC 中实行的，要求关于所有对它有影响的操控变量的所有操控变量控制输出的模型。典型情况下，操控变量的控制输出模型趋于差的质量，这是由于输出行为在/靠近饱和区域的非线性本质以及它的测量具有噪声。通过去除除了一个模型以外的其他所有操控变量的控制输出模型，集成控制系统的性能变得更加鲁棒而容易维护。

案例研究 8：在图 27 中显示了以上描述的集成控制系统在和以前使用过的处理例子相同的处理上的应用结果。在这一案例中，集成系统包括 3 个 ERC，一个与进料温度相关，两个与蓄电池电平控制器相关。另外，它包括一个额外的控制器用于主闪蒸塔。如图所示，进料速率以稳定的方式增长而质量变量  $a_0$  (闪蒸塔的塔顶流) 处于接近完美控制的数值，到它的上/下限 (上/下限处于数值 2.0) 只有很微小的偏差。燃料气体界限逐渐接近它的最大界限。随着燃料气体最大界限的减小，进料速率以远高于早先增加的速率而降低。质量变量  $a_0$  显示了与它的界限的增加的偏差，但仍然处于很好的控制之下。燃料气体作为操控变量，必须被立刻降低，这引起了质量变量  $a_0$  的偏离。

这个例子清楚的说明了“非对称控制行为”，其表现和本发明的预期一样。

### 本发明的适用性

如现有技术中实行的，在真实的工厂条件下，MPC 的性能低于预期。使用 MPC 的实际工厂操作的稳定性要求大大限制了真实优化的程度。因而，使用的 MPC 的范围和规模受到限制。本文献中所描述的发明在稳定性上有很大的提高，从而提供了更高层次的真实优化。MX-MPC 的范围和规模都可以很大的提高，而对整体的优化不会有很大的损失。物质平衡和能量平衡的清楚使用提供了在工厂内增加 MX-MPC 的范围和规模的基础，而不会带来复杂性和维护工作的额外负担。

使用集成的 MX-MPC 来保持操作的稳定性的这一能力，会增强先进层次控制的使用来支持工厂范围内的实时非线性优化应用。

通过本发明中所揭示的方法的应用、特别是把控制器输出变量从动态移动计算中去除而得到的改善的操作的稳定性，通常意味着性能的更大程度的鲁棒性。

本发明所提出的集成方式将允许穿过整个处理单元的 MX-MPC 应用的无缝扩展。处理操作的整体稳定性最低程度地受单独的 MX-MPC 的性能的影响。这会大大简化维护和操作多个 MX-MPC 的努力。为了更大范围的控制，这里提出的发明避免了构造一个大的单片的、难以维护的、不实用的 MPC。

本发明所提出的模块化的 MPC 结构与物质平衡和能量平衡的清楚合并的共同效应，将提供在工厂内使用 MPC 进行优化和控制的应用的直接和明显的方法。

因此，描述了模块化模型预测控制器的方法。另外，还描述了多个模块化预测控制器的集成优化和控制的方法，允许构造大规模的系统。尽管只描述特定的实施例，包括特定的参数、方法和方程，但是，通过阅读这一揭示对已揭示的实施例进行的各种修正，对于本领域普通技术人员来说是明显的。因此，可以理解的是，这样的实施例只是对于这个宽的发明的说明性而不是限制，并且本发明不局限于所显示和描述的特定实施例。

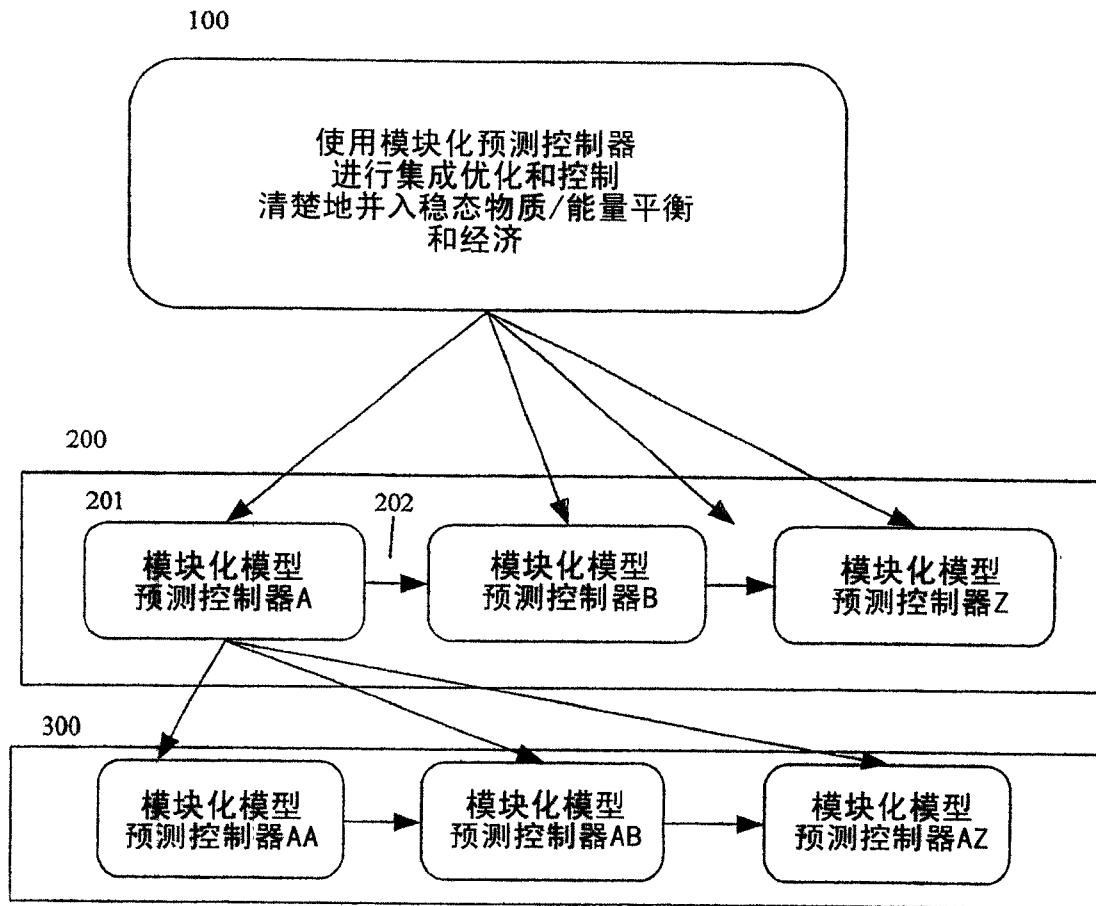


图 1

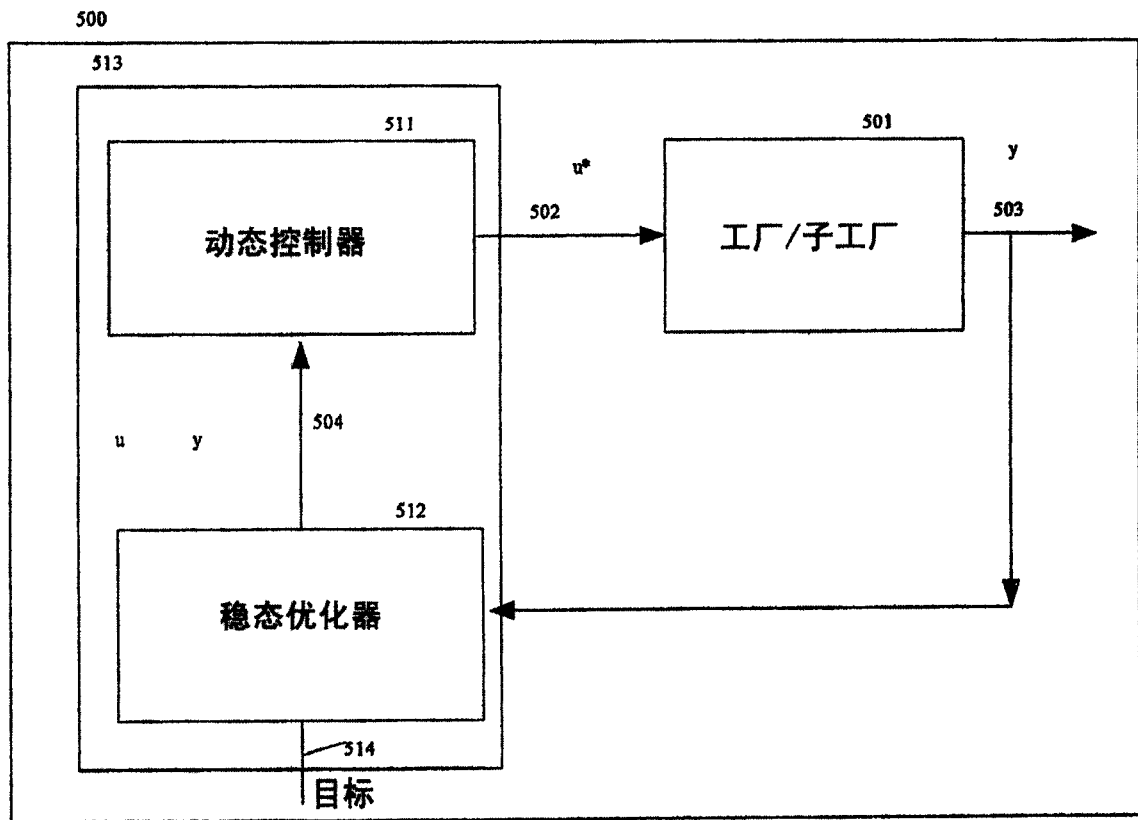


图 2

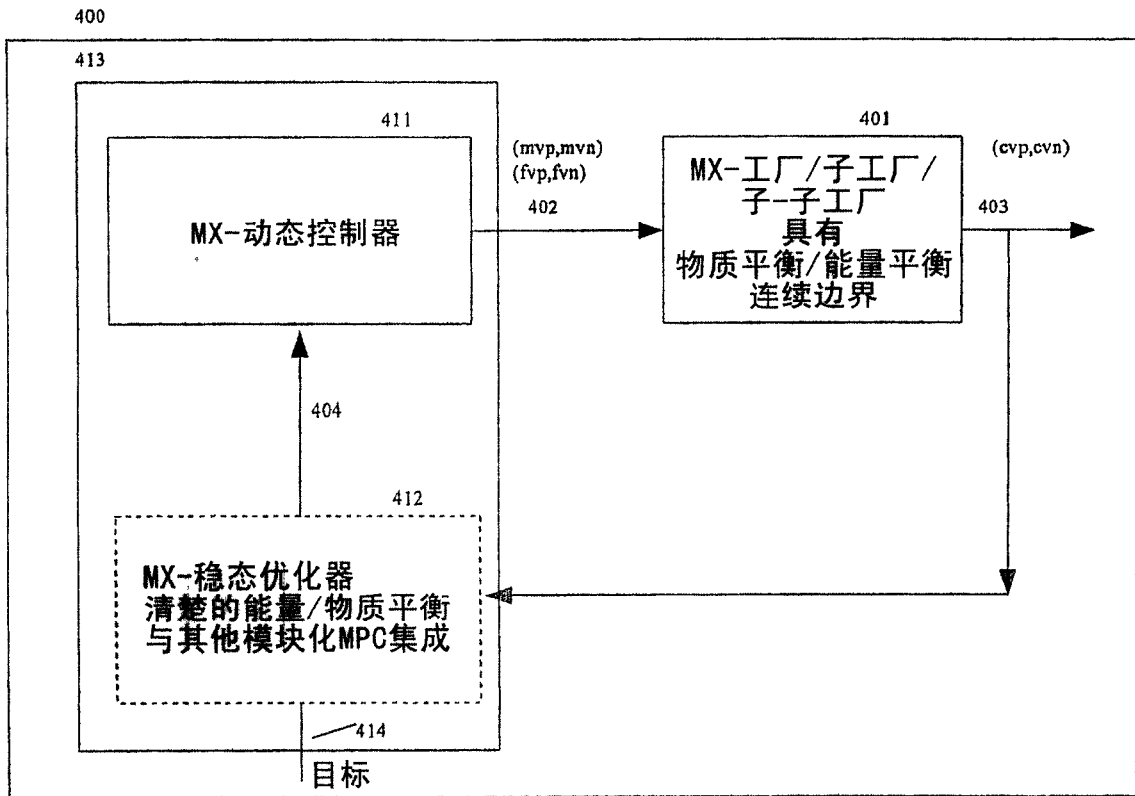


图 3

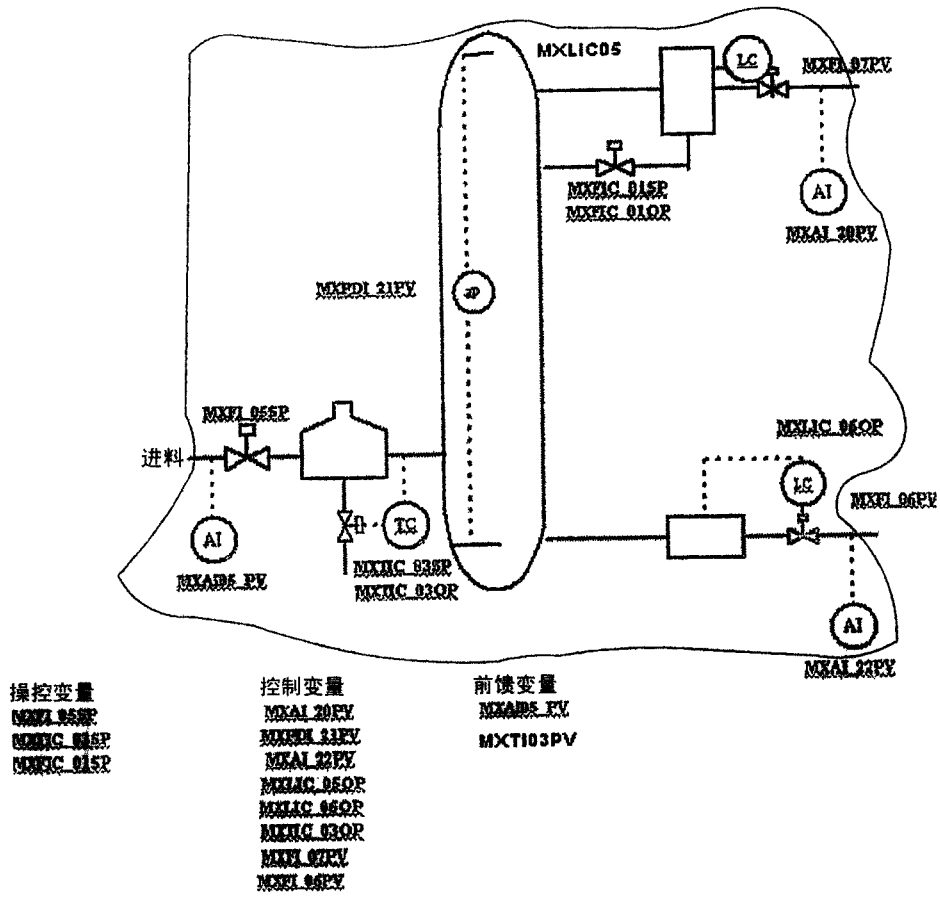


图 4



## 例子：闪蒸塔

逻辑名称	处理变量 操控变量	描述	工程单位	MPC	MX-MPC
MV1	MXFIC_01SP	顶部回流流量控制器设定点	MBLD	包括*	包括
MV2	MXTIC_03SP	进料温度控制器设定点	degF	包括	包括
MV3	MXFI_05SP	进料流量控制器设定点	MBLD	包括	包括
	前馈变量				
FV1	MXAI05_PV	进料质量	%mole	包括	包括
	控制变量				
CV1	MXAI_20PV	塔顶馏出产品纯度	%mole	包括	包括
CV2	MXPDI_21PV	塔差压	psia	包括	包括
CV3	MXAI_22PV	底部产品纯度	%mole	包括	包括
CV4	MXFI_07PV	顶部产品流量	MBLD	包括	包括
CV5	MXFI_06PV	底部产品流量	MBLD	包括	包括
CV6	MXFIC_01OP	顶部回流流量控制器输出	%	包括	包括LP中不包括在控制器中
CV7	MXTIC_03OP	进料温度控制器输出	%	包括	包括
CV8	MXLIC_05OP	高电平控制器输出	%	包括	包括LP中不包括在控制器中
CV9	MXLIC_06OP	低电平控制器输出	%	包括	包括LP中不包括在控制器中

包括 同时包括在LP和线性控制器中

图 5

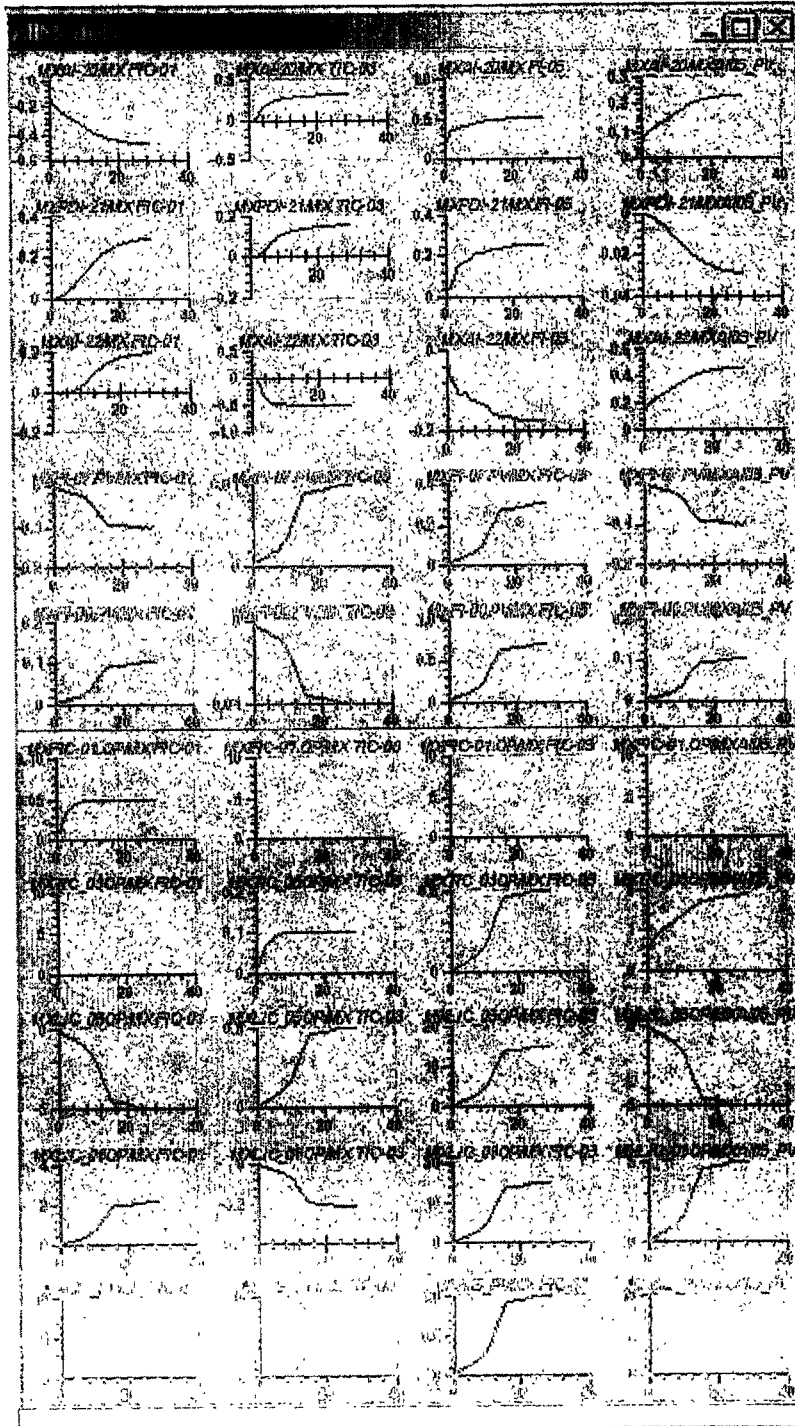


图 6





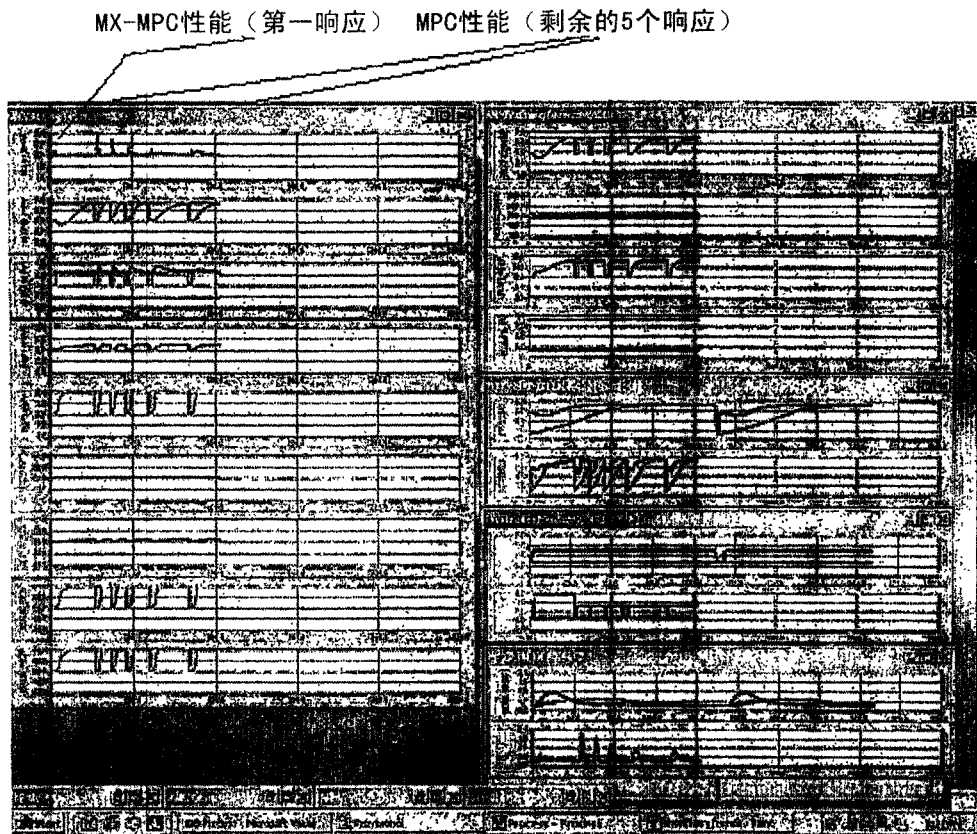


图 9

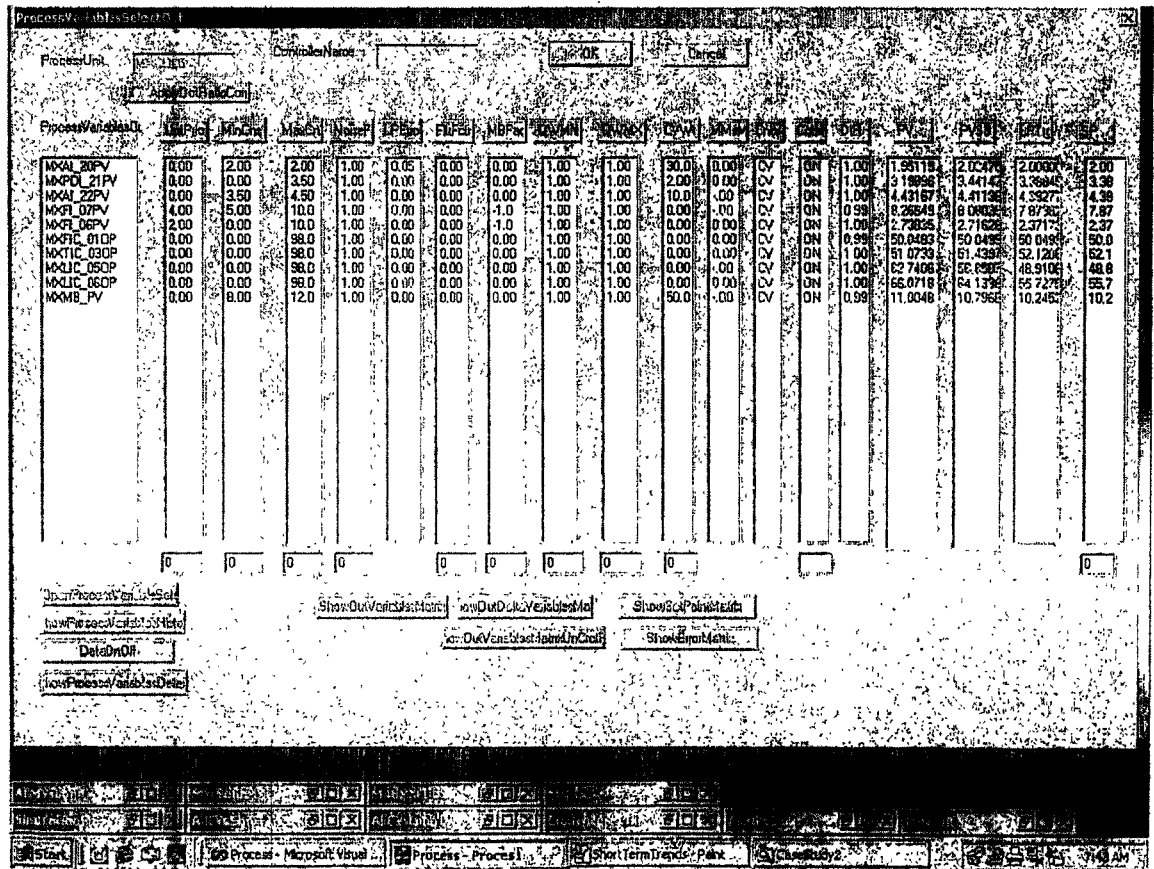
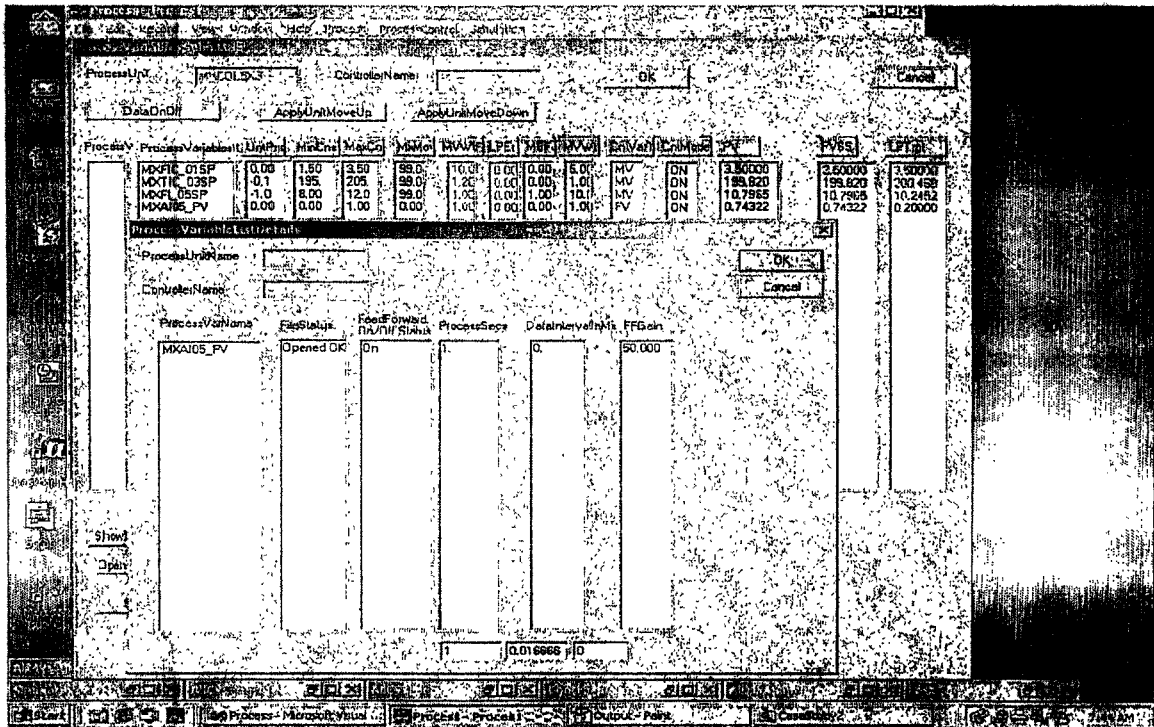


图 10

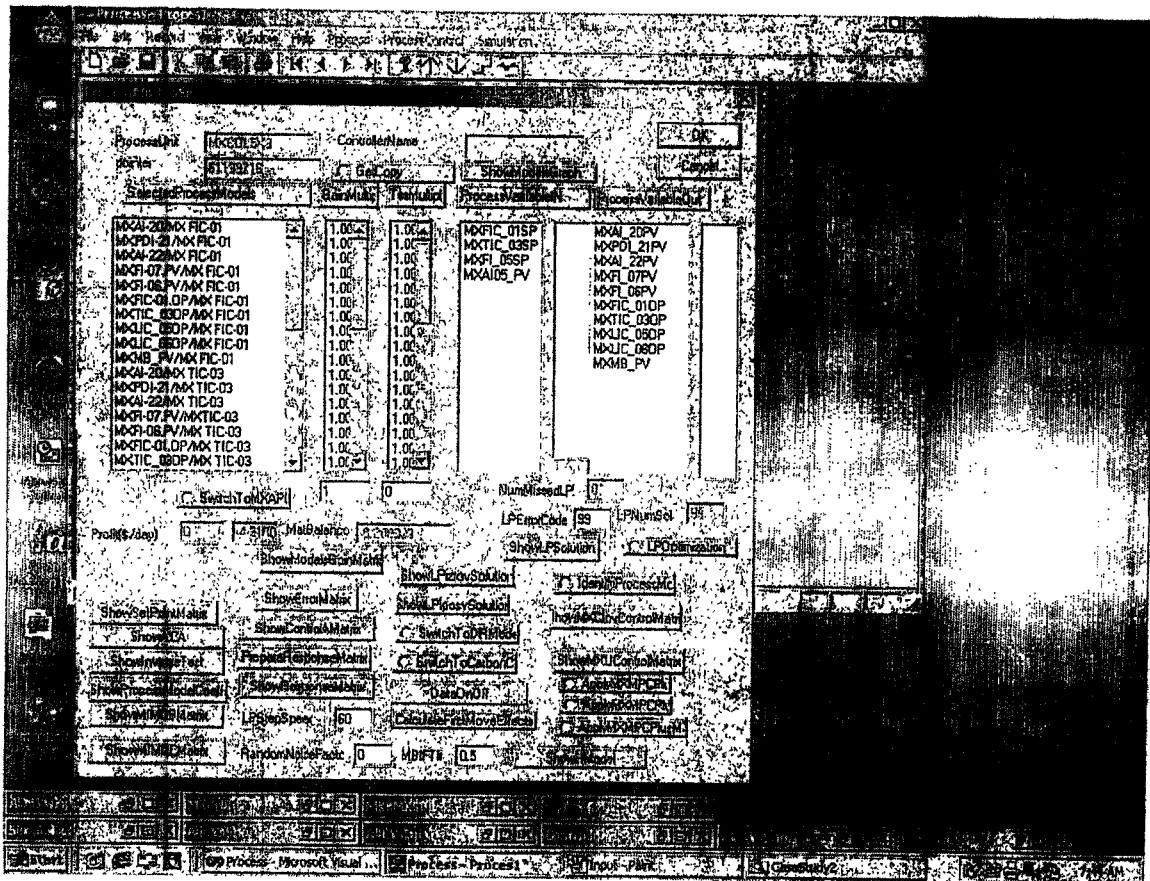


图 11

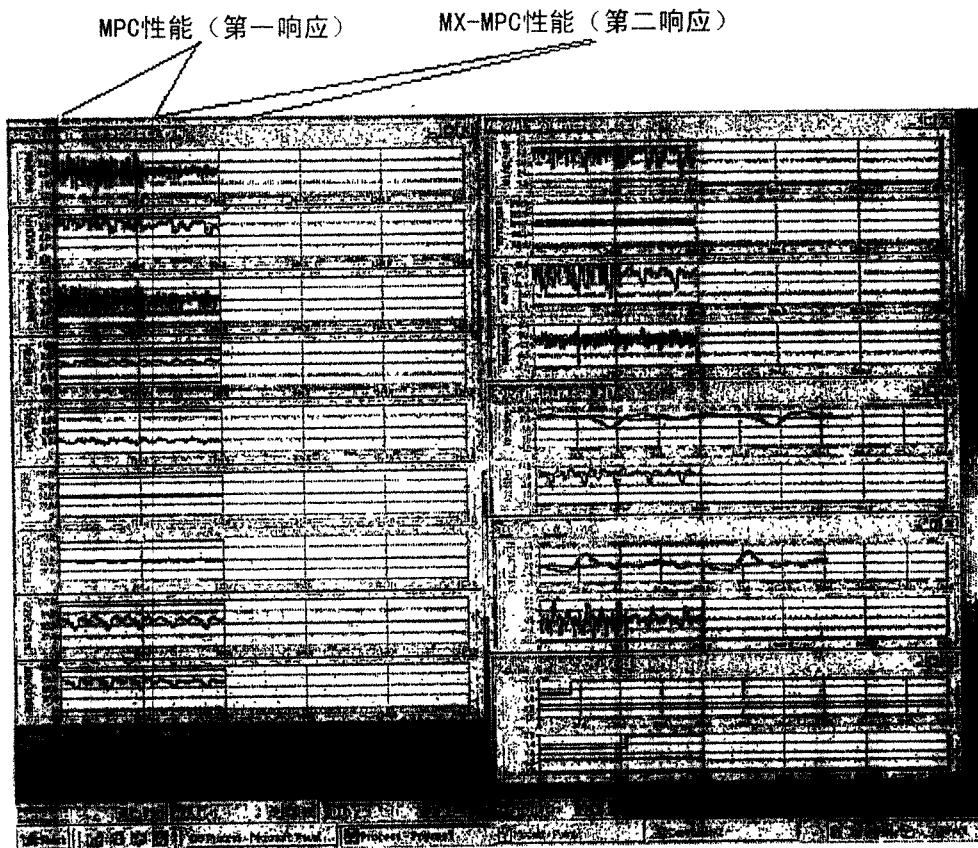


图 12



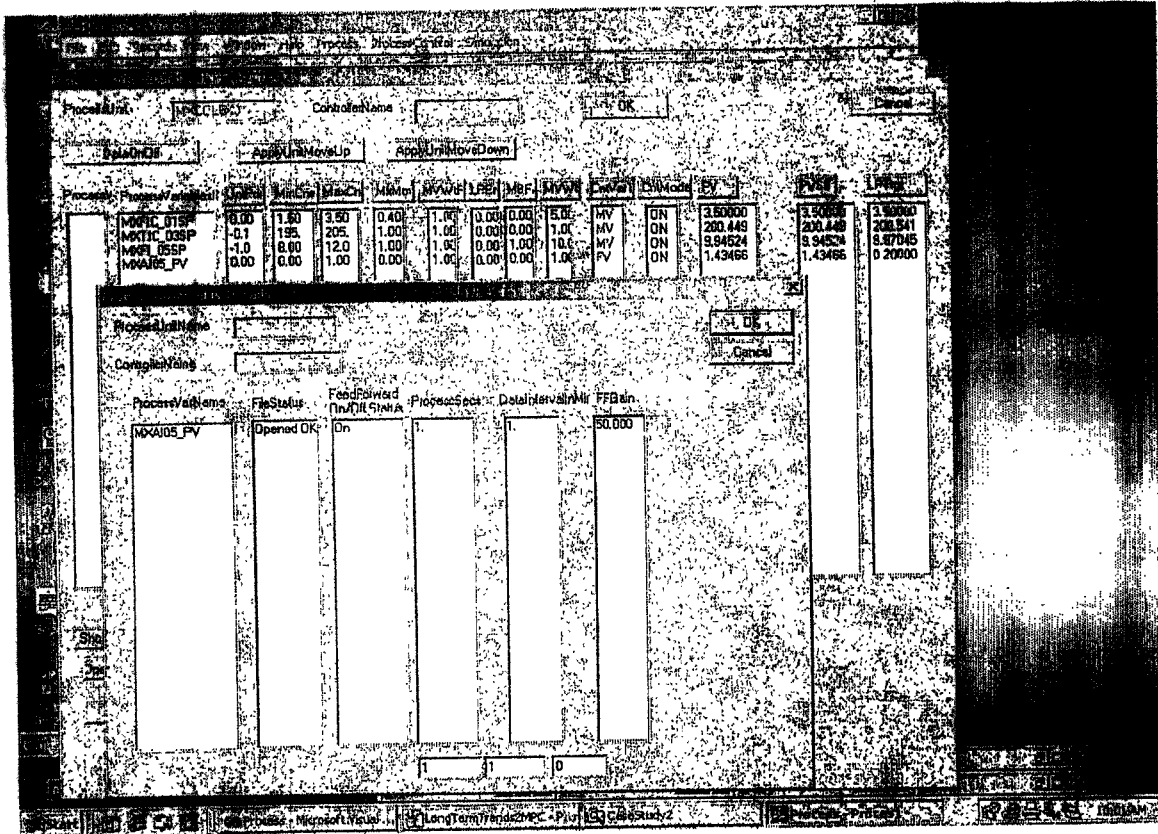
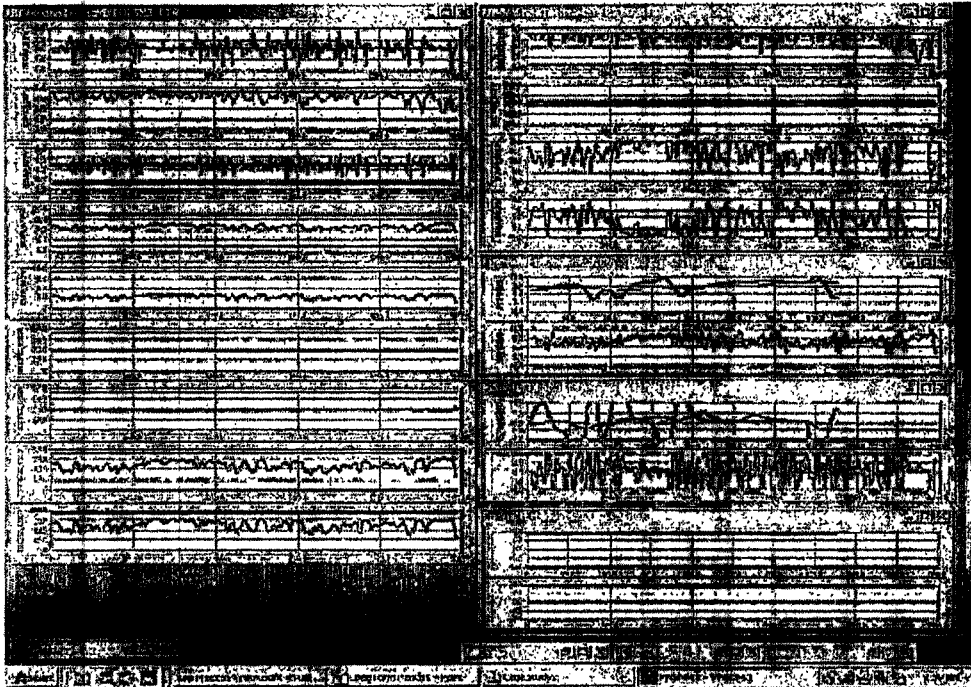


图 13

MPC性能



MX-MPC性能

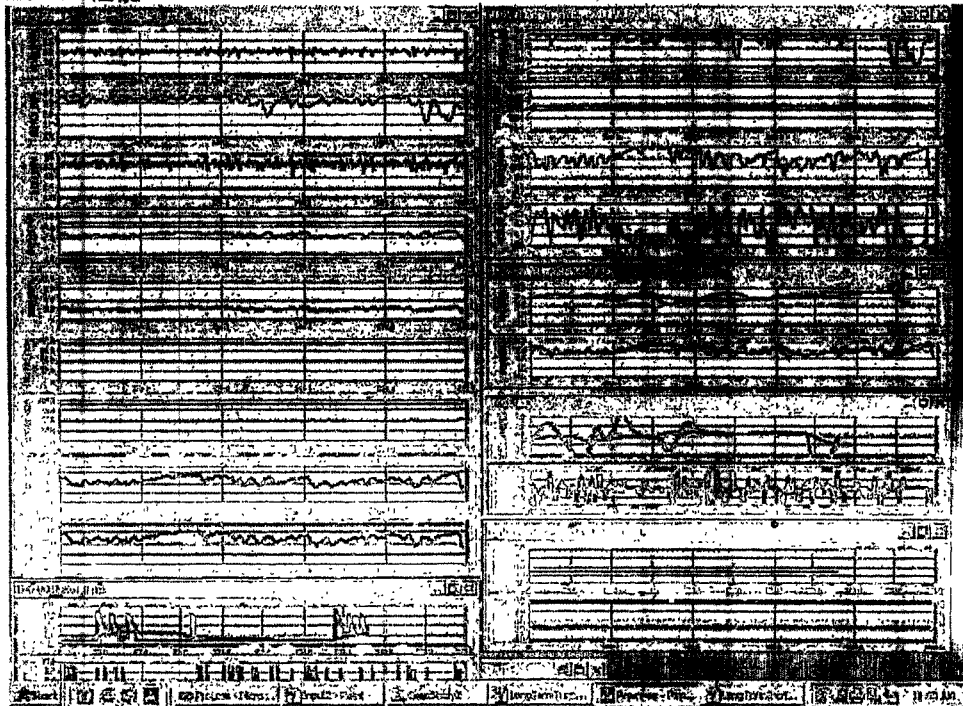


图 14

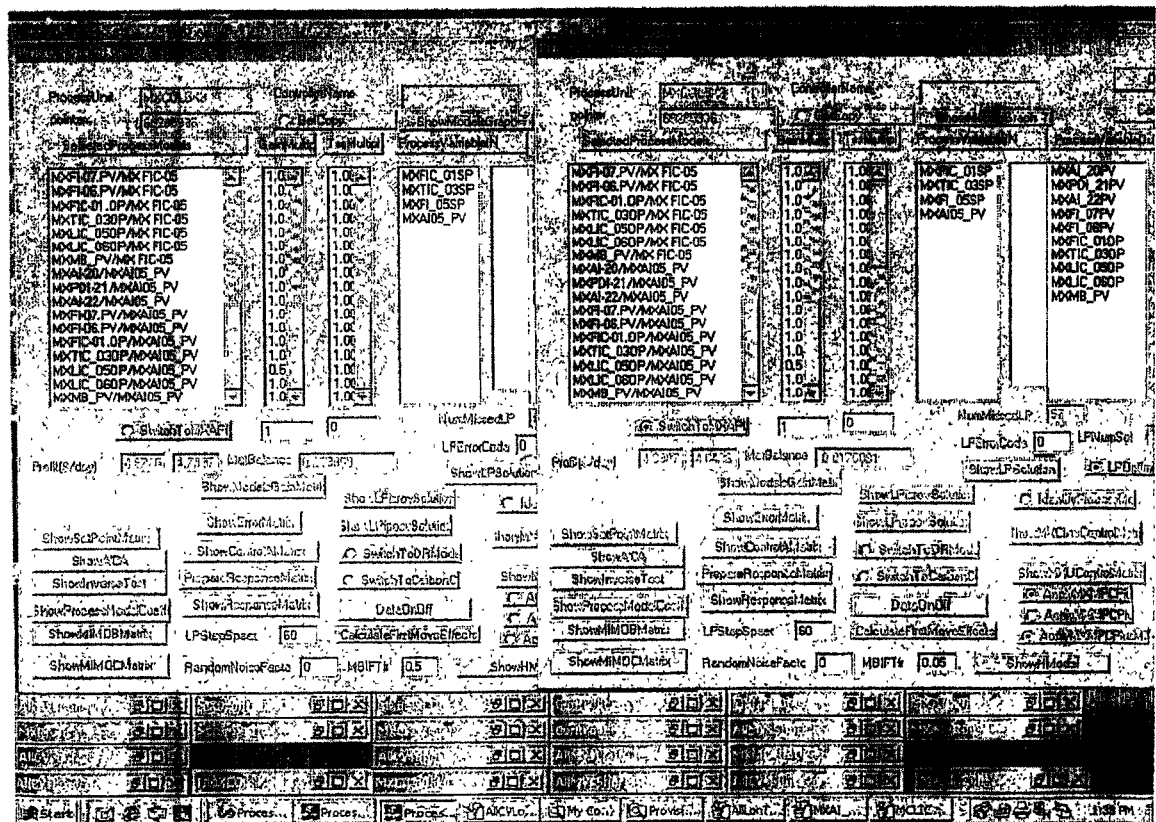
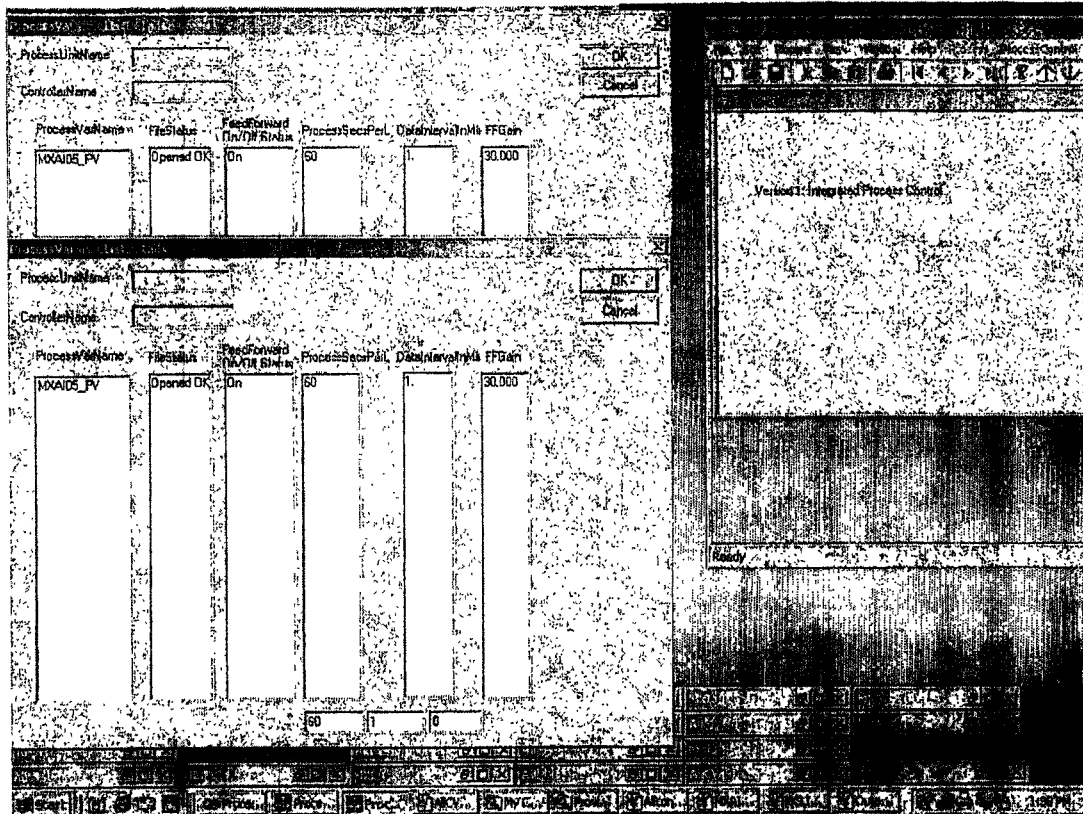


图 15

ProcessURL: [ControlName] [OK] [Cancel]

DataOnOff: [Apply] [MoveUp] [MoveDown]

ProcessV	ProcessVariableID	UnitPic	MinCn	MaxCn	MaxMg	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic
	MXFC_01SP	0.00	1.50	3.50	0.40	1.00	0.00	0.00	5.00	MV	ON	9.50000	3.50000	3.50000						
	MXFC_03SP	-0.1	195	205	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	MV	ON	200.991	200.991	201.192						
	MXFI_05SP	-1.0	8.00	12.0	1.00	1.00	0.00	0.00	10.0	MV	ON	9.91912	9.91912	9.98907						
	MXA05_PV	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	FV	ON	0.09878	0.09878	0.20000						

ProcessVariableSetList

ProcessURL: [ControlName] [OK] [Cancel]

DataOnOff: [Apply] [MoveUp] [MoveDown]

ProcessV	ProcessVariableID	UnitPic	MinCn	MaxCn	MaxMg	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic
	MXFC_01SP	0.00	1.50	3.50	99.0	1.00	0.00	0.00	5.00	MV	ON	2.74959	2.74959	2.74959						
	MXFC_03SP	-0.1	195	205	99.0	1.00	0.00	0.00	1.00	MV	ON	200.483	200.483	200.483						
	MXFI_05SP	-1.0	8.00	12.0	99.0	1.00	0.00	0.00	10.0	MV	ON	9.33274	9.33274	9.33274						
	MXA05_PV	0.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00	1.00	FV	ON	-0.1121	-0.1121	-0.1121						

0 0 0 0 0 0 0 0 0 0

ShowProcess/VariableName ShowV

ShowProcess/VariableID ShowV

ShowProcess/VariableData ShowV

ProcessURL: [ControlName] [OK] [Cancel]

DataOnOff: [Apply] [MoveUp] [MoveDown]

ProcessV	ProcessVariableID	UnitPic	MinCn	MaxCn	MaxMg	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic
	MXAL_20PV	0.00	2.00	2.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	10.0	0.00	CV	ON	0.99	2.01369	1.99199	2.00000	1.99		
	MXFDL_21PV	0.00	0.00	3.50	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	1.07	3.94789	3.96739	3.91611	3.96		
	MXAL_22PV	0.00	3.50	4.50	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	1.10	4.32718	4.39029	4.12244	4.19		
	MXFL_07PV	4.00	5.00	10.0	1.00	0.00	0.00	-1.0	1.00	1.00	0.00	CV	ON	1.40	7.70418	7.78029	7.85339	7.79		
	MXFL_08PV	2.00	0.00	10.0	1.00	0.00	0.00	-1.0	1.00	1.00	0.00	CV	ON	1.19	1.65543	2.85201	1.85201	2.00		
	MXFC_01OP	0.00	0.00	98.0	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	CV	ON	0.11	50.0429	50.0599	49.0299	50.1		
	MXFC_03OP	0.00	0.00	98.0	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	CV	ON	1.03	51.9094	51.9302	52.047	52.1		
	MXLC_03OP	0.00	0.00	35.0	10.0	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	2.00	CV	ON	0.80	35.40369	37.8269	34.959	35.6		
	MXLC_06OP	0.00	0.00	98.0	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	2.00	CV	ON	1.09	50.6705	54.9519	52.529	52.6		
	MXMB_PV	0.00	0.00	12.0	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	1.06	9.60446	9.80669	9.6244	9.69		

ProcessURL: [ControlName] [OK] [Cancel]

DataOnOff: [Apply] [MoveUp] [MoveDown]

ProcessV	ProcessVariableID	UnitPic	MinCn	MaxCn	MaxMg	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic	UnitPic
	MXAL_20PV	0.00	2.00	2.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	10.0	0.00	CV	ON	0.99	1.99377	1.99007	2.00000	1.99	
	MXFDL_21PV	0.00	0.00	3.50	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	30.0	0.05	CV	ON	1.03	3.03644	2.99429	2.86100	2.82	
	MXAL_22PV	0.00	3.50	4.50	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	1.59	4.33024	4.39577	4.38269	4.36	
	MXFL_07PV	4.00	5.00	10.0	1.00	0.00	0.00	-1.0	1.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	1.08	7.74519	7.73394	7.86992	7.85	
	MXFL_08PV	2.00	0.00	10.0	1.00	0.00	0.00	-1.0	1.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	0.99	1.69923	1.63299	1.62441	1.59	
	MXFC_01OP	0.00	0.00	98.0	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	0.87	50.0599	50.0531	49.9999	49.9	
	MXFC_03OP	0.00	0.00	98.0	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	1.09	51.7123	51.4589	51.6089	51.5	
	MXLC_03OP	0.00	0.00	35.0	10.0	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	0.82	35.2142	34.9099	35.0000	34.6	
	MXLC_06OP	0.00	0.00	98.0	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00	CV	ON	1.02	45.1549	45.0419	44.9599	44.9	
	MXMB_PV	0.00	0.00	12.0	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	100	0.05	CV	ON	1.16	9.39654	9.37799	9.31759	9.29	

图 16

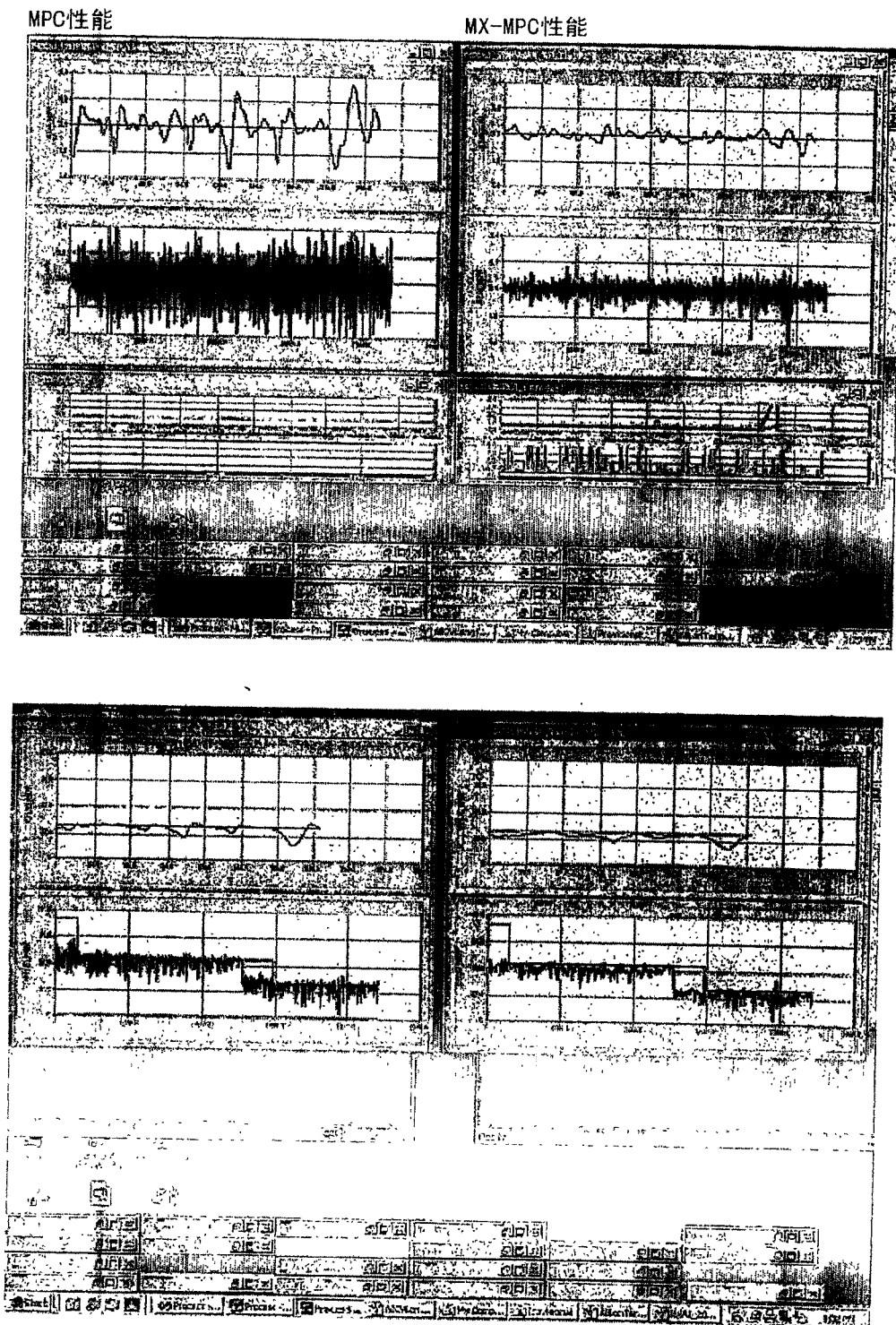


图 17

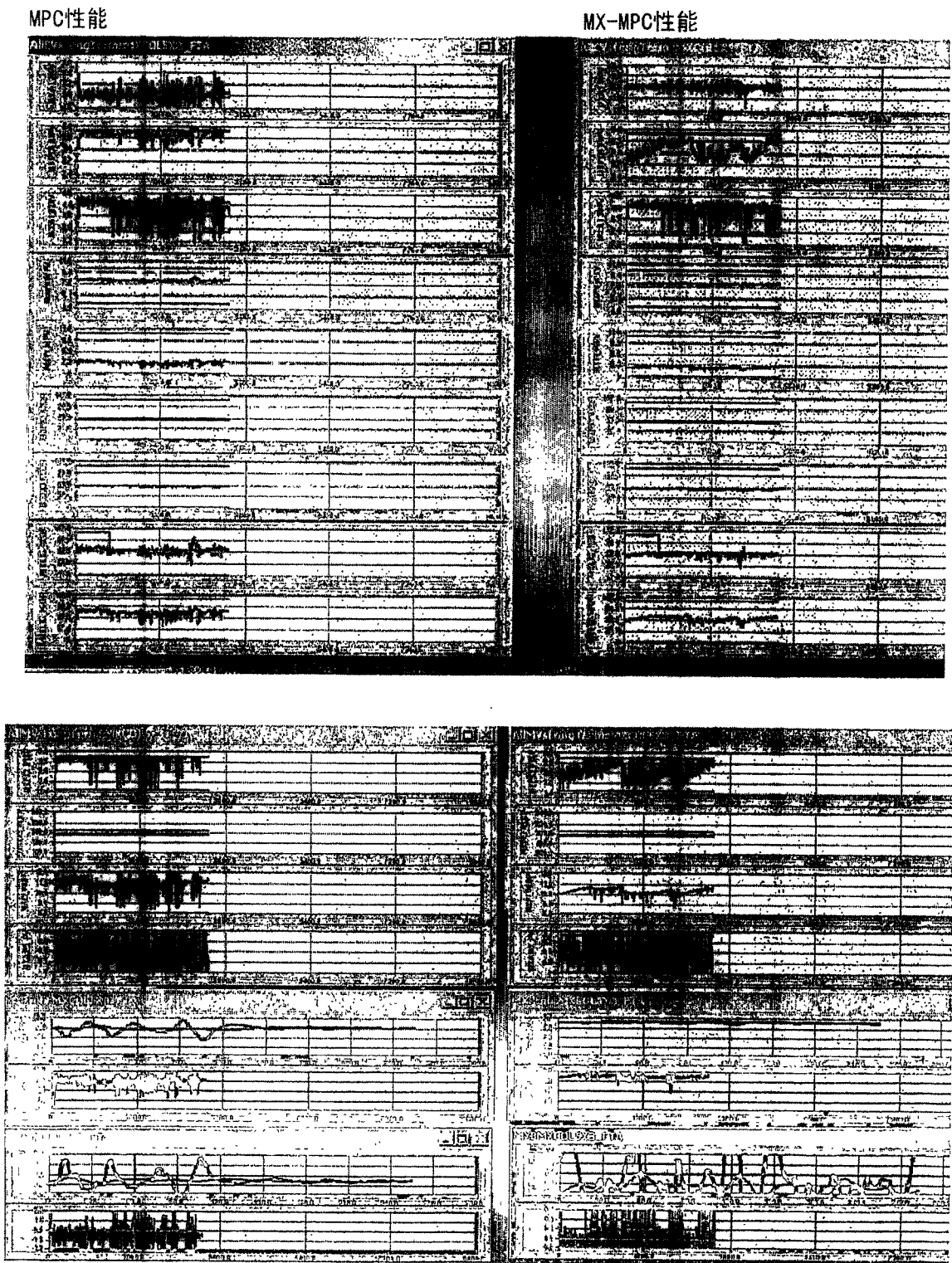


图 18

详细输入变量

Process	ProcessVariable	Unit	Min	Max	MinCr	MaxCr	MinMo	MaxMo	MinSp	MaxSp	MinSt	MaxSt	Unit	Unit	Unit	Unit	Unit	Unit
	MAXI05_FV	0.00	1.50	3.50	0.00	3.50	0.00	3.50	0.00	3.50	0.00	3.50	FV	ON	3.45786	3.45786	3.03285	
	MAXI06_FV	0.00	280	320	0.00	320	0.00	320	0.00	320	0.00	320	FV	ON	299.782	299.782	289.236	
	MAXI105P	1.0	9.00	12.0	0.00	12.0	0.00	12.0	0.00	12.0	0.00	12.0	PV	ON	10.6288	10.6288	10.8876	
	MAXI105PV	0.00	150	400	0.00	400	0.00	400	0.00	400	0.00	400	PV	ON	208.326	208.326	198.293	
	MAXI105PY	0.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	PV	ON	0.33985	0.33985	0.20000	
	MAXI105PY	0.00	280	320	0.00	320	0.00	320	0.00	320	0.00	320	PV	ON	312.957	312.957	300.001	

详细输出变量

Process	ProcessVariable	Unit	Min	Max	MinCr	MaxCr	MinMo	MaxMo	MinSp	MaxSp	MinSt	MaxSt	Unit	Unit	Unit	Unit	Unit	Unit
	MAXI21PV	0.00	2.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	PV	ON	1.91298	1.91298	2.00000	
	MAXI21PY	0.00	0.00	3.50	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	PV	ON	3.28954	3.28954	3.23000	
	MAXI22PV	0.00	3.50	4.50	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	PV	ON	4.37869	4.37869	4.40000	
	MAXI22PY	0.00	5.00	10.0	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	PV	ON	8.03371	8.03371	8.19371	
	MAXI23PV	0.00	0.00	10.0	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	PV	ON	2.56275	2.56275	2.65000	
	MAXI23PY	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	PV	ON	0.00000	0.00000	0.00000	
	MAXI030P	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	PV	ON	0.00000	0.00000	0.00000	
	MAXI030PV	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	PV	ON	0.00000	0.00000	0.00000	
	MAXI030PY	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	PV	ON	0.00000	0.00000	0.00000	
	MAXI030PY	0.00	293	303	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	PV	ON	67.0328	67.0328	64.5000	

图 19

模型增益

ModelName	MXFC_01SPV	MXFC_02OP	MXFC_03OP	MXFC_04OP	MXFC_05OP
MXAI_20PV	-0.4	0.31	0.52	0.00	0.23
MXPDI_21PV	0.28	0.15	0.25	0.00	-0.02
MXAI_22PV	0.19	-0.5	-0.1	0.00	0.46
MXFI_07PV	-0.1	0.01	0.30	0.00	-0.1
MXFI_06PV	0.10	-0.01	0.70	0.00	0.10
MXFC_01OP	0.05	0.00	0.00	0.00	0.00
MXTIC_03OP	0.00	0.10	0.00	0.00	1.86
MXLIC_05OP	-5.0	0.50	15.0	0.00	-5.0
MXLIC_06OP	2.14	-0.2	15.0	0.00	5.00
MXTIC_03PV	0.00	0.00	-27.	11.0	0.00

E.	ModelName	MXC.	MXC.	MXC.	MXC.	MXANDS_PV	MXITC03PV
	MXAI_20PV	-0.4	0.31	0.52	0.00	0.23	0.00
	MXPDI_21PV	0.28	0.15	0.25	0.00	-0.02	0.00
	MXAI_22PV	0.19	-0.5	-0.1	0.00	0.46	0.00
	MXFI_07PV	-0.1	0.01	0.30	0.00	-0.1	0.00
	MXFI_06PV	0.10	-0.01	0.70	0.00	0.10	0.00
	MXFC_01OP	0.05	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	MXTIC_03OP	0.00	0.10	0.00	0.00	1.86	0.00
	MXLIC_05OP	-5.0	0.50	15.0	0.00	-5.0	0.00
	MXLIC_06OP	2.14	-0.2	15.0	0.00	5.00	0.00
	MXTIC_03PV	0.00	0.00	-27.	11.0	0.00	1.00

图 20



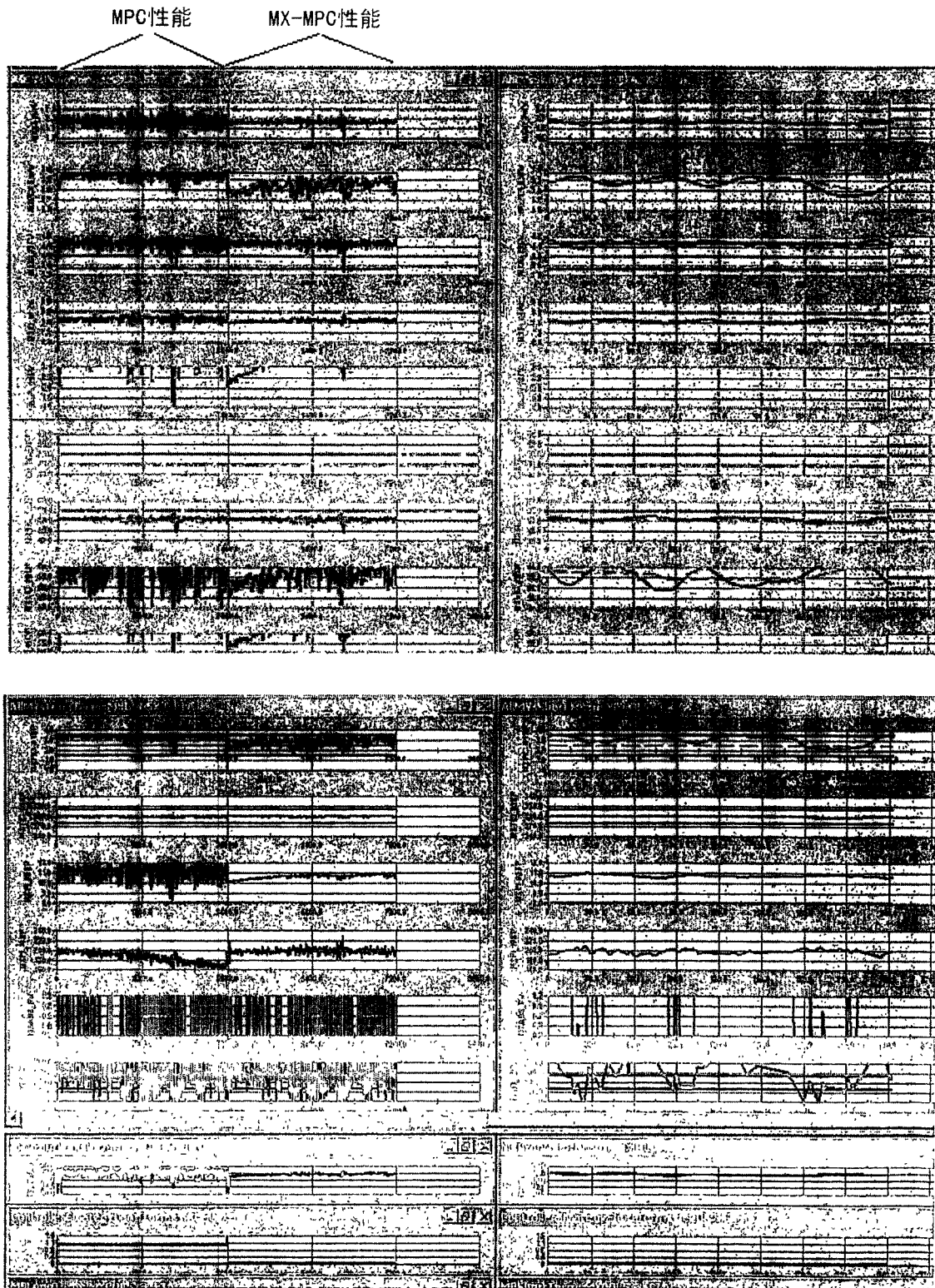


图 21

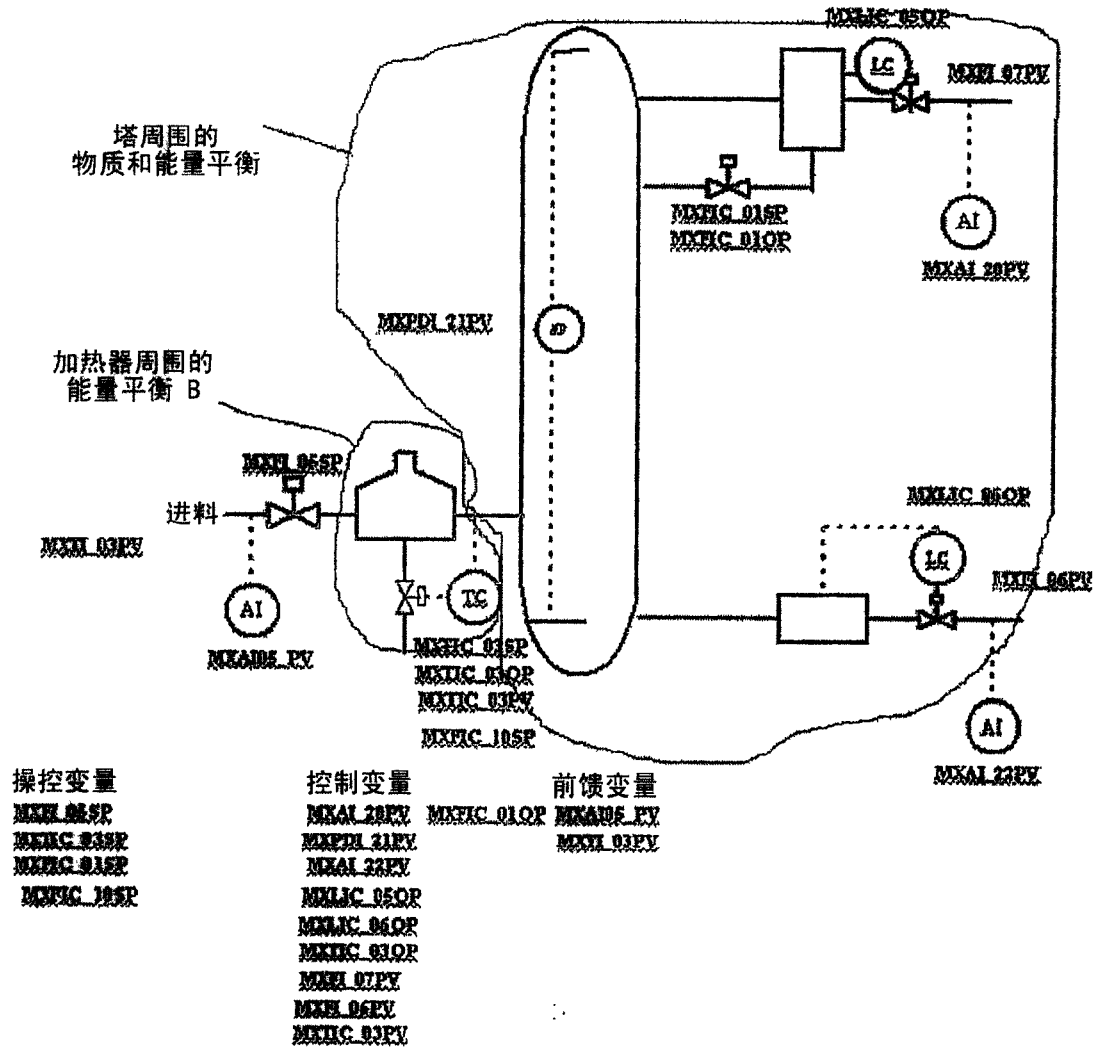


图 22

集成模块化模型预测控制器，MXMPC C-A细节

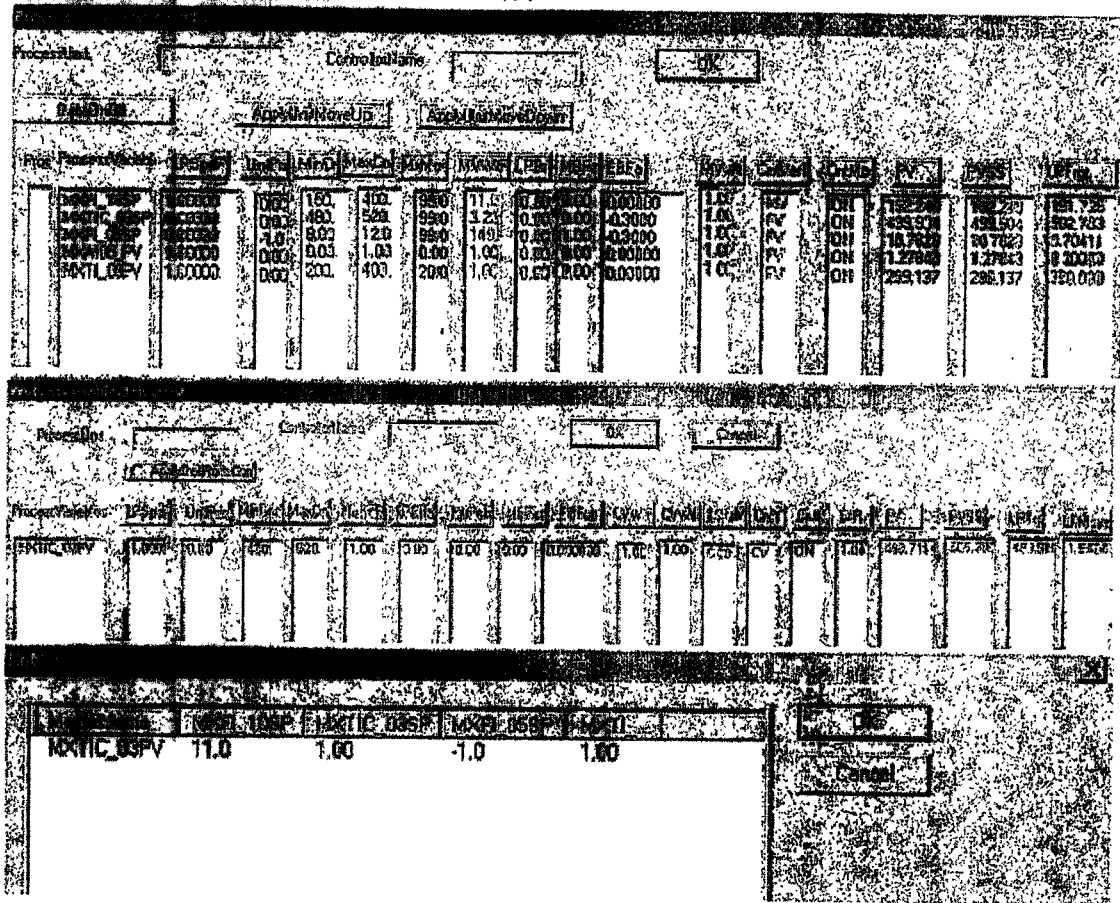


图 23

集成模块化模型预测控制器, MXMPC C-B细节

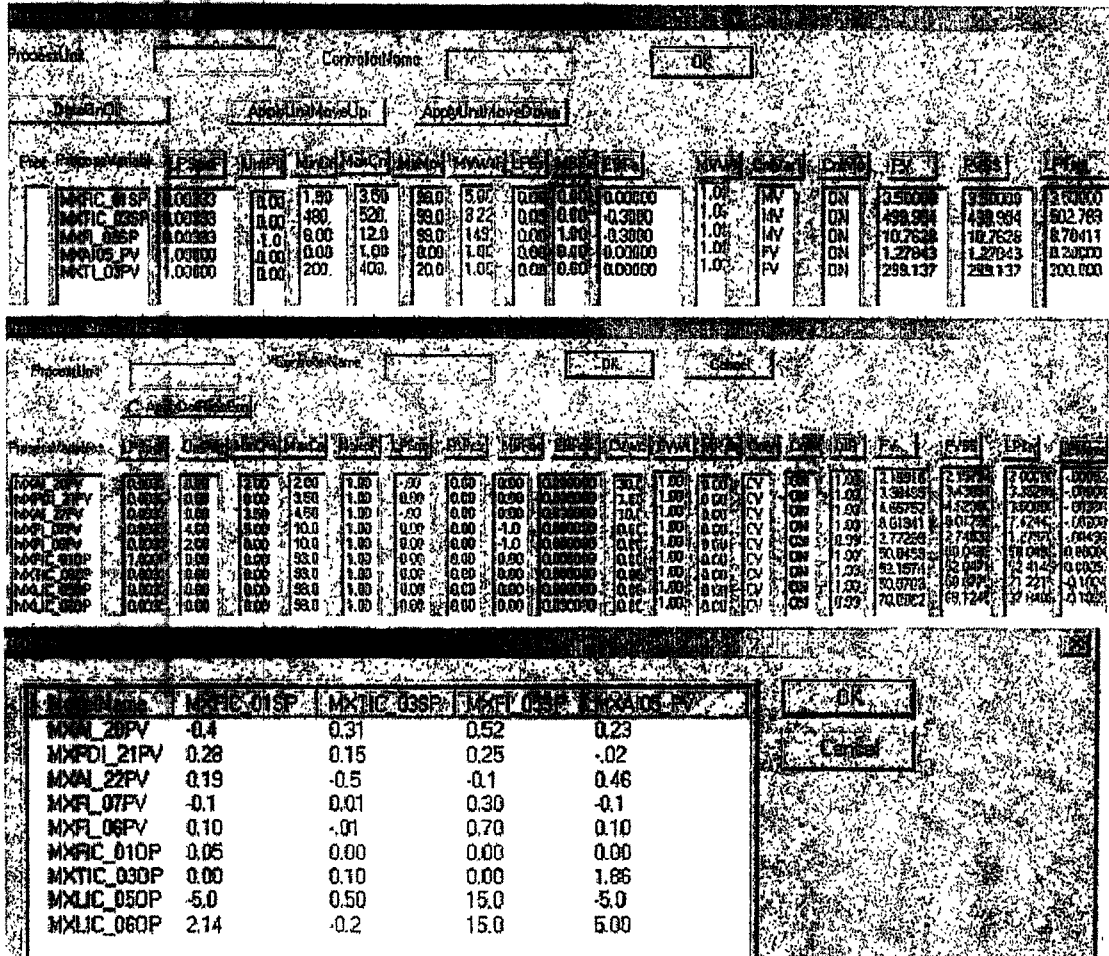


图 24



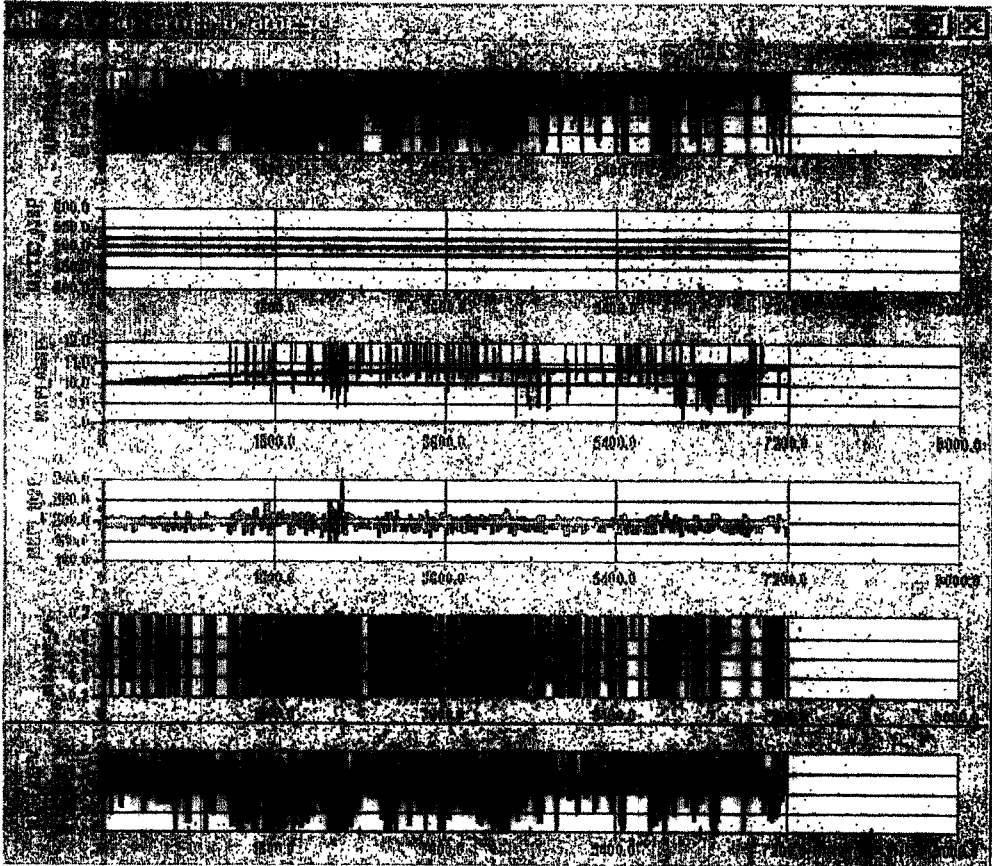


图 26

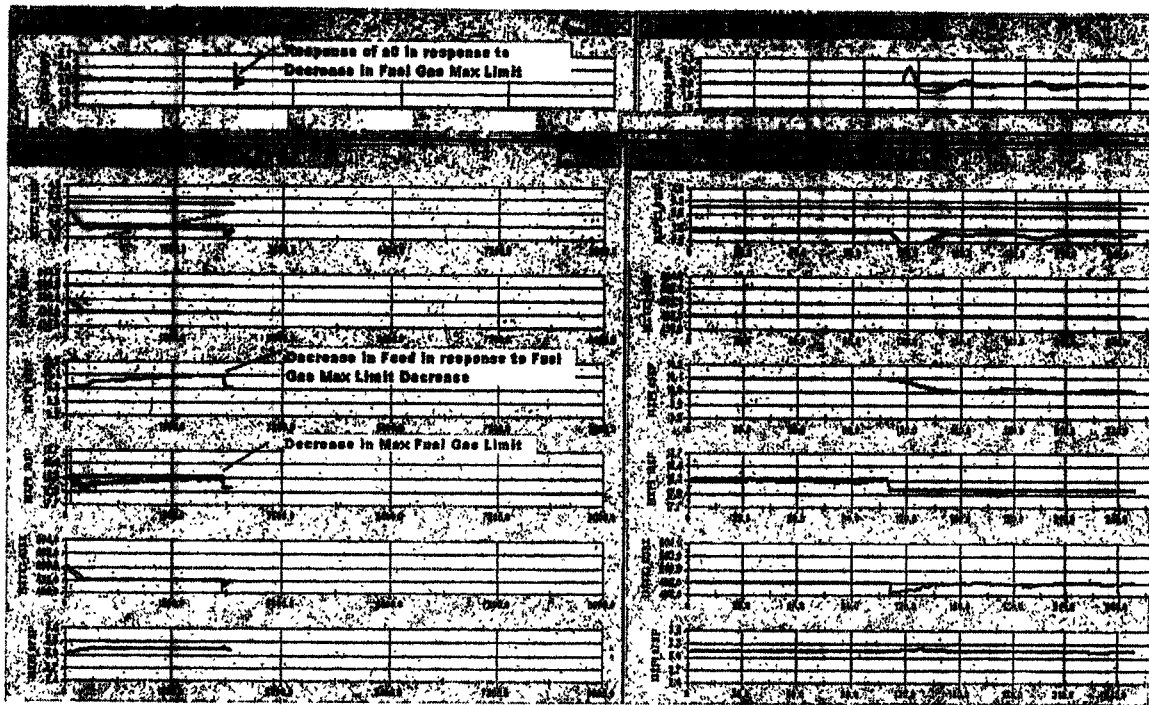


图 27